

Винник Іван Дмитрович

Чміль Юрій Степанович

Розробка та дослідження автоматизованої системи керування процесом піролізу при виготовленні етилену

Керівник: проф. Стухляк П.Д.

Vynnyk Ivan Dmytrovych

Chmil Yurii Stepanovych

Development and study an automatic control system of pyrolysis process at ethylene production

АНОТАЦІЯ

Кваліфікаційна робота магістра складається з пояснювальної записки та графічної частини (ілюстративний матеріал – слайди).

Об'єм графічної частини роботи становить ___ слайдів.

Об'єм пояснювальної записки складає ___ друкованих сторінок формату А4 (210×297), об'єм додатків – ___ друкованих сторінок формату А4.

Робота складається з шести розділів, в яких нараховується ___ рисунків та ___ таблиць з даними.

В роботі використано ___ літературних джерел.

У роботі було розроблено автоматизовану систему керування технологічним процесом піролізу етилену. Було проаналізовано основні процеси при піролізі. Розроблено схему керування процесом піролізу, Розроблено автоматизовану систему управління процесом виготовлення етилену, вибрано давачі та виконавчі механізми.

Також було проведено дослідження та оптимізацію процесу пролізу.

Ключові слова: ЕТИЛЕН, КОНТРОЛЕР, ПІРОЛІЗ, ТЕМПЕРАТУРА, ТИСК.

ЗМІСТ

ВСТУП	5
1. АНАЛІТИЧНА ЧАСТИНА	6
1.1 Методи отримання етилену.....	6
2 ТЕХНОЛОГІЧНА ЧАСТИНА	15
2.1 Огляд схеми функціонування технологічного об'єкту	15
3 КОНСТРУКТОРСЬКА ЧАСТИНА	26
3.1 Розробка АСУТП для контролю роботи компресорної станції	26
4 НАУКОВО-ДОСЛІДНА ЧАСТИНА	33
5. СПЕЦІАЛЬНА ЧАСТИНА	42
5.1. Програмований логічний контролер ОВЕН ПЛК110.....	42
6 ОХОРОНА ПРАЦІ ТА БЕЗПЕКА В НАДЗВИЧАЙНИХ СИТУАЦІЯХ	52
6.1 Характеристика шкідливих факторів виробничого середовища... Помилка! Закладку не визначено.	
ОСНОВНІ ВИСНОВКИ ДИПЛОМНОЇ РОБОТИ	59
БІБЛІОГРАФІЯ	60

ВСТУП

Хімічна, промисловість в своєму розвитку характеризується зростанням виробництва продуктів органічного синтезу. На даний момент технічний прогрес нафтохімічної промисловості визначають в основному чотири вуглеводню: пропілен, бутадиєн, бензол і етилен.

Термічний піроліз вуглеводнів це основне джерело їх виробництв.

В процес отримання етилену і пропілену, на виробництві ЕП-300, введений високотемпературний піроліз бензину і рециклу метанової фракції з метою отримання піролізного газу, який має багатий склад. Отримання пропілену, етилену, а також супутніх продуктів таких як: (воднева фракція, метанова фракція, бутилен-бутадієнова фракція, пропанова фракція, піролізний конденсат) з сировини (пірогазу) за допомогою високотемпературної, середньотемпературної і низькотемпературної ректифікації.

Етилен, в даний час, є основним видом сировини важкого органічного синтезу.

Процес піролізу є ендотермічним і відноситься до числа енергоємних виробництв, в якому має дуже важливе значення утилізація тепла гарячих газів. Схеми реакційних вузлів мають відмінності: зовнішній обігрів топковим газами, за допомогою високоперегретого водяної пари (гомогенний або адіабатичний піроліз), часткове згоряння тепла при подачі кисню (окислювальний піроліз), нагрівання нерухомим або перемішування твердим теплоносієм (регенеративний піроліз), електрокрекінг.

Однак у зв'язку з розвитком ряду процесів синтезу помітно посилилися дослідження, спрямовані на отримання шляхом піролізу і нижчих олефінів. Останнім часом цей напрям в піролізі став домінуючим.

1. АНАЛІТИЧНА ЧАСТИНА

1.1 Методи отримання етилену

Скорочення витрат сировини, розширення сировинної бази, а також матеріальних і енергетичних витрат, змушує продовжувати пошук нових видозмін процесу.

До числа методів отримання, в першу чергу, відносять:

1. Піроліз каталітичний (з присутністю гетерогенних каталізаторів);
2. Піроліз високотемпературний з газоподібним теплоносієм (Водяна пара, димові гази, водень);
3. Піроліз з ініціювали добавками. Гідропіроліз;
4. Термоконтактні процеси;
5. Гомогенно-окислювальний піроліз;
6. Піроліз із зовнішнім обігрівом.

Розглянемо більш докладно кожен процес піролізу.

1. Піроліз каталітичний (з присутністю гетерогенних каталізаторів). В процесі розробки каталітичного піролізу досліджували дія не малого числа гомогенних, гетерогенних каталізаторів. Збільшення процесу селективності і ступеня перетворення сировини (вихід етилену) йде при гетерогенно-каталітичному піролізі. За підсумками багатьох робіт виявили каталітичну активність деяких з'єднань: алюмінатів і оксидів лужних, оксидів металів з змінною валентністю, рідкоземельних і лужноземельних металів, а також алюмосиликатов. Як правило, їх наносять на носії, зазвичай застосовують пемзу, корунд, аморфні і кристалічні цеоліти, оксиди алюмінію і цирконію. Наприклад, застосування ванадату калію (KVO_3) на синтетичному корунді; оксид індію, а так же калію на пемзі практично на 10% дозволяє збільшувати вихід етилену, в зіставленні з результатами термічного піролізу високої

жорсткості. У обігриваються, вертикальних трубчастих печах здійснюють каталітичний піроліз. Ми можемо змінити вихід бутадієну, змінюючи склад каталізатора. Як впливає природа сировини досліджували на окремих каталізаторах. Під час піролізу індивідуальних олефінів припустили версію про можливі варіанти механізму каталітичного піролізу. Була визначена роль водяної пари, який взаємодіє з поверхнею каталізатора. За допомогою установок проводилися дослідження. Ці дослідження дозволили виявити вплив коксоутворення на каталітичну активність. Так само були опрацьовані умови регенерації каталізатора, який здатний працювати не більше двохсот годин (кількість водяної пари, по масі, приблизно 75%). розрахунки показали: ефективність каталітичного піролізу дуже висока, в слідстві чого відбувається зменшення на 10-12% собівартості нижчих олефінів.

2. Піроліз високотемпературний з газоподібним теплоносієм (Водяна пара, димові гази, водень). Спочатку використовувався димової газ або його суміш з перегрітою водяною парою в основному для отримання ацетилену. Однак невисокий техніко-економічний показник не привів до задовільним результатом, внаслідок чого від нього відмовилися. Велику селективність досягли за допомогою проведення процесу при дуже високих температур теплоносія і ультрашвидкісна часу контакту, де велике значення, в реакції розкладання, має радикал $\cdot\text{OH}$. Даний піроліз, в адіабатичному реакторі, забезпечує зростання виходу етилену по порівняно з трубчастим піролізом за винятком етану для всього різноманіття сировини,.

3. Піроліз в присутності ініціаторів гомогенного типу. Отримали різні ініціатори широке застосування а також добавки, здатні, власне, ініціювати процес піролізу і, як відомо, пригнічувати подальші небажані процеси. Щоб зменшити швидкість вторинних реакцій в якості ініціаторів гомогенного типу використовуються: пероксид водню і органічні пероксиди; водень та його сполуки, галогени і галогеносодержащіє речовини, сірка та сірковмісні речовини. В якості сировини в піролізі в основному використовується

прямий бензин. Ініціатором використовується водень. А також ініціює добавкою замість водню може бути етан. Етан в процесі піролізу утворює водень. За допомогою введення в зону реакцій водню, первинні реакції власне розкладання сировини і реакції подальшого втім розкладання олефінів прискорюють. Присутність водню в системі призводить до зменшення коксоутворення.

Інший напрямок - гідропіроліз, що полягає в заміні частини водяної пари воднем. Роль водню полягає в освіті радикалів $\cdot H$ по реакції. Тому концентрація молекулярного водню повинна бути досить високою. При гідропіролізе зростає вихід етилену і знижується вихід пропілену. Недоліком гідропіроліза є додатковий витрата водню і збільшення обсягу газоподібних продуктів піролізу, що тягне за собою погіршення показників стадії поділу пірогазу. Для усунення даного недоліку запропонували варіант проведення піролізу зі збільшенням тиску водню - 2,0-2,5 МПа. Зі збільшенням тиску водню збільшується вихід етану, відповідно за рахунок цього зменшується вихід етилену. У жорстких умовах, при піролізі бензину, вихід етилену становить приблизно 40%, а метану - 34%.

Водень є добавкою досить ефективною при процесі піролізу. Використання водню, втім в зоні реакції, власне прискорює розкладання сировини від первинних реакцій і розкладання олефінів, які утворилися, як відомо, на першій стадії реакції (бутен, пропілену) з додатковим етиленом. Водень, який присутній в системі, веде до зниження коксоутворення тому, приєднуючись до неактивних і ненасиченим радикалам, що створює з часом кокс, водень здатний обривати ланцюгові радикальні реакції, що ведуть до його отримання. Головна особливість процесу - це наявність в зоні реакції підвищеного тиску водню і меншому часу перебування сировини. Даний процес екзотермічен і це дозволяє зменшити потребу тепла.

Гідропіроліз слід проводити при високій температурі ($900^{\circ} C$), парциальному і високому тиску водню, а також часу перебування менше 0,1

секунди. При додаванні до вхідних продуктів піролізу, власне кисневмісних органічних сполук (спирти, там же і метанол, органічні кислоти) в кількості до 10%, призводить до, власне кажучи, збільшення виходу нижчих олефінів на 5-15%. Вихід етилену зростає. В ході того, що утворюються з кисневмісних сполук радикалів $\cdot \text{CH}_3$, $\cdot \text{OH}$, $\cdot \text{H}$ відбувається зростання виходу нижчих олефінів, вони в свою чергу активізують, як відомо, піроліз на стадіях обриву і розвитку ланцюга. Недоліком всього процесу, де застосовують гомогенні ініціатив є: значні витрати водню, велика вартість виробництва, велике збільшення обсягу газоподібних продуктів піролізу, все це несприятливо позначається на роботі апарату поділу пірогазу. При застосуванні необхідно вирішувати проблему щодо зниження корозії використовуючи галогеноводороди. Промислового застосування цей процес не отримав.

4. З використанням рідких, газоподібних і твердих теплоносіїв можливий термоконтактним піроліз. Застосування для цієї мети розплавів: (деяких металів (свинець, вісмут, кадмій, олово і ін.) І їх сплавів, солей (хлоридів, карбонатів і ін.), А також шлакових (оксидних) розплавів) має ряд переваг. До них відносяться: простота безперервного видалення коксу, сажі з реакційної зони, переробка майже будь-яких видів сировини і відрізняється високою ефективністю теплопередачі.

Для отримання етилену з високим виходом з широких нафтових фракцій використовують піроліз в розплавах. Роботи, в цих напрямках, і вивчення різних варіантів технологічного проведення процесу проведені вченими. Вивчено різні способи взаємодії вуглеводнів з теплоносієм: переробка в дисперсії або плівці розплаву, барботаж через шар розплаву. За вибором способу підведення тепла може бути прямий контакт розплаву із середовищем, або через стінку, подібний з процесом піролізу в трубчастих печах.

Головна проблема піролізу в розплавах пов'язана з потребою циркуляції і нагріву теплоносія. Для цього рішення проведено варіант піролізу в трубчастих печах, з дисперсійнокольцевим плином розплаву. Підвищуючи теплонапряженности поверхні змійовика вийшло значно скоротити його довжину, а також і час перебування сировини до 0,05 с. Спостерігалось як збільшується вихід етилену при піролізі бензину від 28 до 41%. Використання розплавів металів з температурою плавлення більше 300 °С в якомусь роді спрощує технологію підведення тепла і поділу продуктів, але не вирішує цю проблему до кінця.

Також недоліком цього методу є нестабільність і корозійна активність розплавів. Цей процес недостатньо вивчений і не застосовується в промисловості.

5. Окисний піроліз - це гомогенний піроліз, де ендотермічний процес піролізу і екзотермічна реакція горіння вуглеводнів суміщені в одному апараті. Застосовують його при виробництві ацетилену з метан і для розкладання етану в етилен. Теоретично, якщо теплоосій заготовити поза зоною піролізу в необхідній кількості, то його температура може бути максимально наближена до оптимальної температури піролізу. Однак перетворення не буде настільки ж глибокою, як на поверхні стінок піролізних труб, нічого очікувати коксування і смолообразованія (тобто розпаду вихідних вуглеводнів до вуглецю і водню). В цьому основна перевага гомогенного піролізу перед піролізом в трубчастих печах.

Швидке і повне перемішування вихідної сировини і гомогенного теплоносія забезпечує високу ступінь і селективність перетворення без надмірного підвищення температури в зоні піролізу. Це ще з найважливіших переваг гомогенного піролізу. Незважаючи на безсумнівні переваги окисного гомогенного піролізу в порівнянні піролізу в трубчастих печах йому притаманне також і серйозні недоліки, які є причиною досить обмеженого застосування цього способу отримання олефінів.

Найважливішими недоліками цього способу є: - потреба у великій кількості кисню; - значне ускладнення системи поділу газів, що змішуються в самому процесі піролізу з продуктами горіння (теплоносієм). Витрати на виробництво кисню і на виділення з продуктів піролізу продуктів горіння не компенсуються виграшем від перекладу систем трубчастого піролізу на гомогенно-окислювальний процес.

6. Піроліз із зовнішнім обігрівом. Трубчаста піч - це більш поширений апарат, в якому здійснюється термічний розклад вуглеводнів. Сучасна піч піролізу конструюється так, щоб створити оптимальні умови для утворення необхідних олефінів. Ці умови підбирають виходячи із загальних і фізичних закономірностей протікання реакції. Оптимальні умови роботи установок піролізу, що забезпечують високий вихід етилену, - це лагідне час перебування сировини в реакційній зоні (0,1 ... 0,5 с), висока температура (750 ... 950 °С), низька загальний тиск (нижче 0,3 МПа (3 кгс / см²)), невелике парціальний тиск вуглеводнів (подача пара в кількості 25 ... 100% від маси сировини) і швидка «гарт» реакційних газів з метою придушення вторинних реакцій. Піроліз в трубчастих печах здійснюється, як відомо, за рахунок перенесення теплоти від джерела (димових газів) до сировини через стінки сталеві труби. Оскільки для досягнення прийнятних глибин конверсії і виходу олефінів необхідно вести процес при температурах набагато вище звичайних температур, то потрібні труби з високолегованих сталей і сплавів.

Сучасні печі складаються з радіантної камери з реакційним змійовиком, конвективного камери зі змійовиком попереднього нагрівання сировини і гартувального пристрої. Реакційна зона повинна забезпечити такі показники: високий вихід цільових продуктів (нижчих олефінів) в необхідному співвідношенні; високу селективність процесу, тобто максимальний вихід цільових продуктів і мінімальний - небажаних; тривалий пробіг печі між випал коксу зі збереженням при цьому необхідного розподілу продуктів; нормальну роботу при зміні складу сировини в певних межах;

достатню гнучкість в експлуатації, тобто при зміні навантаження по сировині і режимів піролізу з метою зміни розподілу продуктів; тривалий термін роботи при максимально допустимій температурі елементів конструкції; профіль, теплового потоку від пальників до змійовика з прийнятною тепловою економічністю; розміщення необхідної кількості реакційних змійовиків, щоб число печей було оптимальним для даної продуктивності заводу; компактну і економічну конструкцію, зручну для експлуатації та ремонту.

Конвективна секція печі повинна бути спроектована таким чином, щоб забезпечити підігрів паросирьової суміші до заданої температури на переході в радіантні змійовик, випаровування і підігрів сировини і пара перед їх змішанням, використання теплоти відхідних газів. До недоліків піролізу в трубчастих печах відноситься дефіцит труб з високолегованих сталей і сплавів. Однак, крім того, застосування високолегуючих сталей істотно знижує коефіцієнт теплопровідності. Ще більше він знижується при утворенні коксової плівки на внутрішній поверхні труби. Але так як товщина плівки в міру продовження піролізу збільшується, виникає необхідність в підвищенні температури джерела (димових газів), це в свою чергу, тягне за собою небезпеку прогорання труб. Ця обставина також відноситься до серйозним недоліком трубчастих печей як піролізних реакторів.

Специфічні умови перенесення теплоти в трубчастих печах істотно впливають на стабільність полів температур і концентрацій в реакційному просторі. Значні поперечні і поздовжні градієнти температури в піролізних трубчастих змеевиках знижують вихід цільових (олефіни) і збільшую вихід побічних (смоли) продуктів. Уникнути цього неможливо через комбінованого гетерогенно-гомогенного характеру процесу. Тепло через стінки передається безпосередньо (гетерогенно) тільки невеликої частини продуктів в трубі, що контактує з її внутрішньою поверхнею. Ця частина

продуктів знаходиться в сильно перегрітому стані, а потім гомогенно переносить всю теплоту решті здебільшого продуктів.

При такому комбінованому способі перенесення теплоти неминуча нерівномірність складу продуктів піролізу, а в результаті чого у внутрішній поверхні реакційних труб протікає глибокий крекінг з утворенням великої кількості побічних продуктів: коксу, смол, водню, метану і деякої кількості ацетилену і його гомологів. У міру віддалення від поверхні труб глибина перетворення знижується і по центру труб вона стає неприпустимо низькою.

Ця особливість трубчастих печей є чи не найбільш серйозним їх недоліком як реакторів піролізу. Зазначені та деякі інші недоліки піролізу в трубчастих печах зумовили пошук нових способів піролізу. Пошуки велися за двома напрямками: - по шляху розвитку поверхні і інтенсивності теплообміну, при цьому зберігається гетерогенний принцип; - по шляху заміни гетерогенного обміну гомогенним.

У всіх цих випадках прагнули за рахунок інтенсифікації перенесення теплоти зменшити температурні градієнти в зоні перетворення речовини, а, отже, підвищити селективність кількості і якості одержуваних продуктів. Розглянувши переваги і недоліки процесів, я зупинилася на піролізі в трубчастих печах, у якого є маса своїх достоїнств.

У сучасній технології виробництва олефінів процес вдосконалення трубчастих печей спрямований за наступними шляхами:

1. підвищення температури і відповідного зниження часу контакту в трубчастих печах за рахунок інтенсифікації теплопередачі від теплоносія до перетворюється продуктам;
2. підвищення теплопередачі від внутрішньої поверхні реакційних труб до продуктів, які проходять по ним, за рахунок штучної турбулізації потоку;
3. підвищення надійності роботи печей шляхом вдосконалення системи обігріву та автоматизації процесу піролізу в цілому;

4. зміни жаростійкості і форми реакційних труб з метою збереження часу контакту і збільшення поверхневої густини теплового потоку;

5. ведення добавок, що пригнічують коксоотложеній і процес крекінгу вуглеводнів;

6. збільшення одиничної потужності печей.

Піроліз в трубчастих агрегатах, завдяки простоті пристрою реакційних систем, розвивається і вдосконалюється, незважаючи на серйозні недоліки, властиві цьому способу високотемпературного крекінгу вуглеводнів. В даний час цей спосіб застосовується повсюдно, хоча і ведуться безперервні пошуки в інших напрямках.

2 ТЕХНОЛОГІЧНА ЧАСТИНА

2.1 Огляд схеми функціонування технологічного об'єкту

2.2 Конструктивні типи апаратів

2.2.1 Безперервний контактний піроліз в підвішеному шарі твердого теплоносія

Велика, продуктивність процесів тепло- і масообміну в підвішеному шарі послужили джерелом до розвитку робіт з будівництва установок піролізу. Є установки по отриманню етилену які являють собою один агрегат. Принципова схема цієї установки показана на рисунку 2.1.

Дана установка розрахована на переробку газоподібної, рідкої сировини, в тому числі і нафти. Теплоносієм служить кварцовий пісок, який поділяють на фракції. Водяна пара використовується для розведення.

Принцип роботи установки: сировина підігрівається до $400\text{ }^{\circ}\text{C}$ і, випаровується в вогневому підігрівачі 2 і в суміші з перегрітою водяною парою ($400\text{ }^{\circ}\text{C}$) надходить в реактор 1, у зважений шар піску з температурою якого дорівнює $700 - 850\text{ }^{\circ}\text{C}$ (температура залежності від виду сировини). При взаємодії сировини і піску, який служить теплоносієм, протікає піроліз вуглеводнів. Етилен з реактора 1 надходить в циклон 4. Відбувається відділення піску в циклоні, який виводиться з реактора потоком газу. У котлі-утилізаторі 3 етилен охолоджується, і в подальшому в 24 холодильнику 9 і за допомогою вентилятора 12 подається на електрофільтр 11.

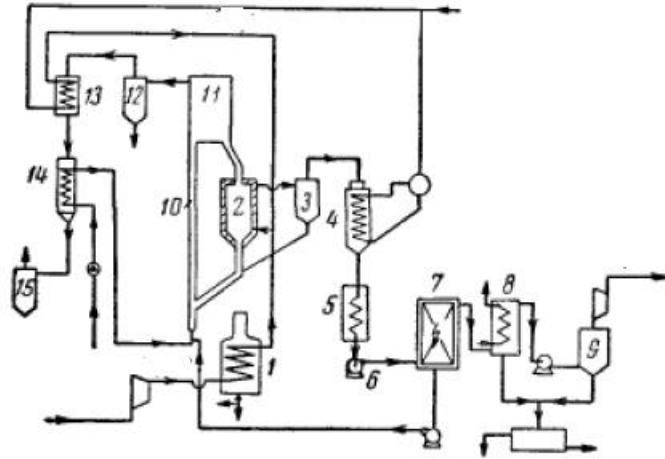


Рисунок 2.1. - Схема установки контактного піролізу з твердим теплоносієм в підвішеному шарі. 1 - реактор, 2 - вогневий підігрівач, 3 - котел-утилізатор, 4, 5, 6 - циклон, 7 - сепаратор, 8 - газліфт, 9,10 - холодильник, 11 - електрофільтр, 12 - вентилятор, 13 - бункер, 14 - підігрівач повітря, 15 - паропідігрівач.

У свою чергу електрофільтр 11 виділяє продукти піролізу (тверді і рідкі), які використовуються в якості палива. Етилен, через сепаратор 7 і кінцевий холодильник 10 з електрофільтру подається на газорозділення. Під час піролізу відбувається утворення коксу (через тривалий час контакту), який обволікає плівкою частки пскового теплоносія. Випал коксу, нагрівання, регенерацію теплоносія здійснюють в газліфті 8, куди направляють заздалегідь підігріте повітря, а також в невеликій кількості рідкого продукту піролізу, який виділився в електрофільтрі. Бункер 11 призначений для відділення продуктів згоряння від піску-теплоносія, а потім, минаючи циклон 5, підігрівач повітря 14, пароперегрівача 15, циклон 6 викидається в навколишнє середовище. Теплоносій-пісок постійно виводять з процесу і направляють для регенерації.

2.2.2 Безперервний піроліз в рухомому шарі твердого теплоносія.

Недоліки періодично діючого регенеративного реактора зумовили розробку апарату, в якому безперервно, протипотоком до потоку газу, рухається теплоносій, який використовують для піролізу вуглеводнів і підігріву. Експерименти і розрахунки показали, що за даною схемою є ймовірність збільшити вихід цільових продуктів (етилен) за допомогою значно високої температури, нижчої середнього тиску і меншого часу контакту в порівнянні з трубчастими печами.

Розглянемо принципову схему установки з твердим рухається теплоносієм (рисунок 2.2).

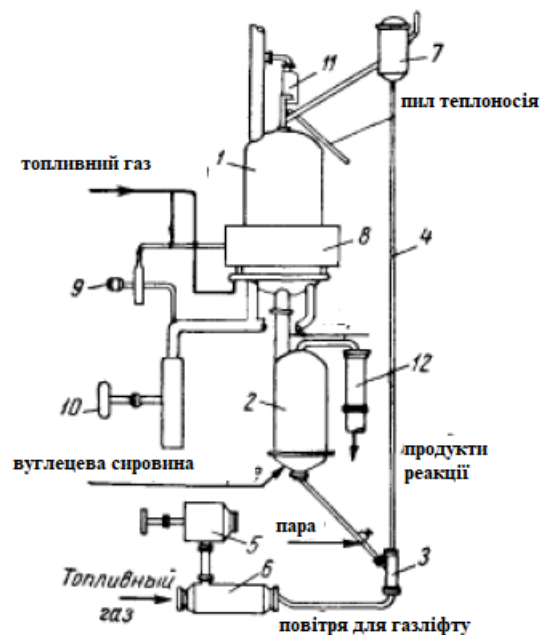


Рисунок 2.2. - Схема установки піролізу з рухомим твердим теплоносієм. 1 - підігрівач, 2 - реактор, 3 - дозатор, 4 - газлифт, 5, 9, 10 - вентилятори, 6 - підігрівач повітря, 7 - сепаратор, 8 - кругова топка, 12 - апарат первинної гарту.

Основним елементом агрегату є: підігрівач 1, забезпечений теплоносієм, який рухається зверху вниз, нагрівається до 950°C при прямому контакті з топковим газом, а також реакторі 2, всередині якого, з температурою приблизно 900°C протікає піроліз піднімається сировини при зіткненні з опускається теплоносієм. Підігрівач під'єднується до реактора, який ізолюється пропускної трубкою. Теплоносій, який охолоджується в реакторі подається через дозатор 3 і газліфт 4.

Повітря в газліфт 4, через підігрівач повітря 6, нагнітається вентилятором 5. За допомогою дозатора регулюють швидкість пересування теплоносія в системі. Теплоносій, з газліфта, надходить в основний сепаратор 7, в якому відбувається відділення пилу, а потім самопливом надходить в підігрівач. У підігрівачі, в результаті прямого контакту продуктів згоряння сировини, теплоносій нагрівається, в спеціальній круговій топці 8.

Робота топки відбувається під тиском до 0.35, який підтримується вентиляторами 9, 10. У сепараторі 11 відбувається відділення 26 дрібниці теплоносія.

Пари сировини, що піддають нагріванню і крекінгу через кругової розподільник подаються в нижню частину реактора, який забезпечує рівномірність розподілу сировини. Всі продукти піролізу, на виході з ректора, надходять в гартівний первинний апарат 12, там відбувається зниження температури до $250-400^{\circ}\text{C}$.

Потім продукти пірогазу охолоджуються до $50-60^{\circ}\text{C}$ за допомогою зрошувального скруббера. Щоб попередити змішування продукту згоряння з пірогазу створюється затворкі з допомогою подачі водяної пари. Така ж затворкі створюється між дозатором і реактором для того, щоб запобігти змішування сировини з повітрям з газліфта. У процесі порівняння реактора з рухомим теплоносієм і трубчастих печей ми спостерігаємо наступне: під час піролізу в реакторі можливо підтримування найбільш високих температур і

меншого часу контакту, ніж в трубчастих печах; і виходу цільового продукту - етилен.

Навіть під час невеликої перепаду тиску робота реактора триває і без рециркуляції в системі піроліз-газорозділювач. Але з іншого боку, реактор вимагає великих капітальних витрат, витрата технологічної пари більша, і необхідність періодичного очищення системи від коксу, експлуатаційні витрати збільшуються через зношування твердого теплоносія.

2.2.3 Окисний піроліз.

Сутність піролізу полягає в тому, що теплоносій (продукти згорання будь-якого палива), одержуваний або в самостійному пристрої (топці), або безпосередньо в реакційній зоні піролізу, швидко і відносно повно змішуються з перетворюваною сировиною, при цьому проходить їх гомогенна конверсія (піроліз) (рисунок 2.3).

Дана установка включає в себе вогневої підігрівач етану 8, вогневої підігрівач кисню 9, реактор 10, гартівний теплообмінник 11, скруббер 12, вакуум-насос 13, трубопровід, систему автоматики та КВП.

Продукт (етан), що подає від установки поділів газу гідрування (1 - 2% об'ємних вуглеводнів C_3 і вищих, 93 - 95% об'ємних C_2H_6 , 1 - 3% об'ємних CH_4), через ротаційний лічильник 2, направляючі в метан газгольдер 1, туди ж надходить зворотний потік етану з установки поділу газу піролізу. Етан з тиском 160 мм рт.ст. направляється в вентилятор 4, де відбувається його стиснення до тиску 150 мм рт.ст., а потім надходить в реактор 10. Реактор включає в себе змішувальну камеру, розподільний пристрій, який має вигляд керамічної насадки, і циліндричну реакційну частину. Суміш, проходить від низу до верху через розподільний пристрій, потім прямує в циліндричну частину, яка заповнена порцеляновими кулями, діаметр яких становить сорок міліметрів. Етан, при абсолютному тиску 410 мм рт.ст., частково згорає.

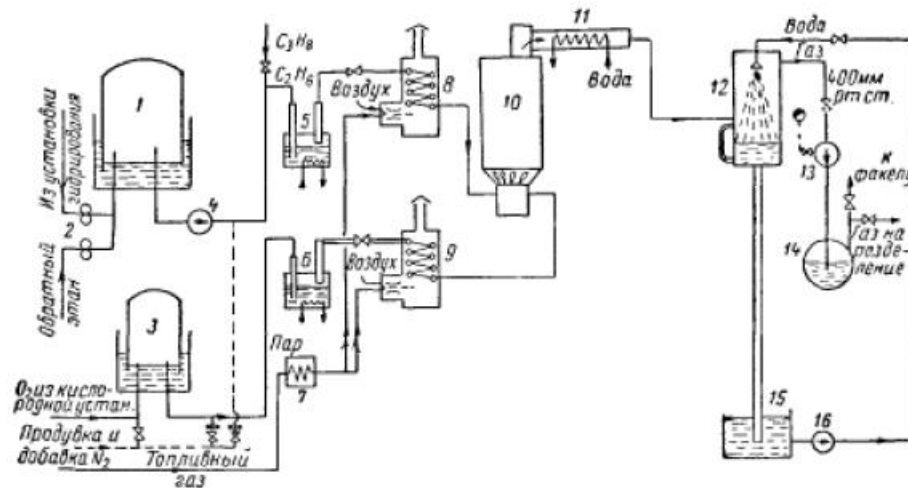


Рисунок 2.3. - Схема установки окисного піролізу етану 1 - газгольдер для етану; 2 - ротаційні лічильники; 3 - газгольдер для кисню; 4 - вакуумний насос для етану, 5 - компресор; 7 - відстійник; 8-- підігрівач; 9 - вогневої підігрівач кисню; 10 - реактор; 11 - гартівний теплообмінник; 12 - скруббер; 13 - вакуумний насос; 14 - віддільника рідини; 15 - ємність для рідини; 16 - циркуляційний насос.

З таким тиском межа вибуховості етану значно зменшуються. Цей процес позитивно впливає на перебіг реакції, обсяг яких збільшується. Додаємо до кисню 10% об'ємних азоту, це необхідно для того, щоб згоряння відбувалося без вибуху . Температуру газу, за змішувальної камерою, підвищують від 600 до 850 ° С, в тому випадку якщо процес протікає сприятливо, потім після виходу з реактора знижують до 800 ° С. Пірогазу, нагрітий до 800оС, подають в теплообмінник для загартування 4.

Потім пірогаз виходить з гартувального теплообмінника з температурою 400 ° С, а потім відбувається його охолодження до 40 ° С за допомогою скруббера. Пірогазу, після зрошувального холодильника, надходить в вакуум-насос 6, необхідно це для того щоб створити і підтримати в системі піролізу абсолютного тиску рівне 410 мм рт.ст. в системі піролізу.

2.2.4 Піроліз в трубчастих печах.

Щоб здійснювати термічний розклад вуглеводнів застосовується більш поширений апарат - трубчаста піч, представлений на рисунку 4 .

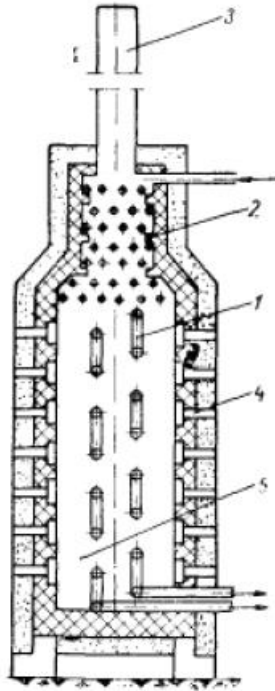


Рисунок 2.4 - Схема трубчастого реактора градієнтного типу.

Дана схема, трубчастого реактора градієнтного типу, включає в себе наступні основні елементи: власний реактор 1, який виконаний у вигляді трубчастого змійовика, підігрівач змійовика 2, тягові пристрої 3, газопальникові пристрої 4, камеру згоряння 5 (облицьована вогнетривким кладкою і має металевий корпус).

Залежно від розташування змійовика в камері згоряння розрізняють наступні види трубчастих печей: з бічними екранами; з екраном двостороннього опромінення; з стельовим і подовим екранів; з стельовими екраном на похилому склепінні. Найбільшого поширення, для піролізу

вуглеводнів в промисловості, отримали печі з стельовим і подовим екранів представлена на рисунку 2.4. Ці печі сконструювали для переробки нафтопродуктів, а в подальшому пристосували для піролізу етану, пропану або їх сумішей. На рисунку 4 також зображено розподіл температур, яке відносять до піролізу сумішей мають в своєму складі етан - 20% і пропан - 80% з тиском на виході з змійовика приблизно 2 кг / см². Зі швидкістю 125 кг / м² секунд і перетворенням пропану приблизно 83% кокс відкладається в малій кількості, тому очистку змійовика проводять кожен четвертий місяць.

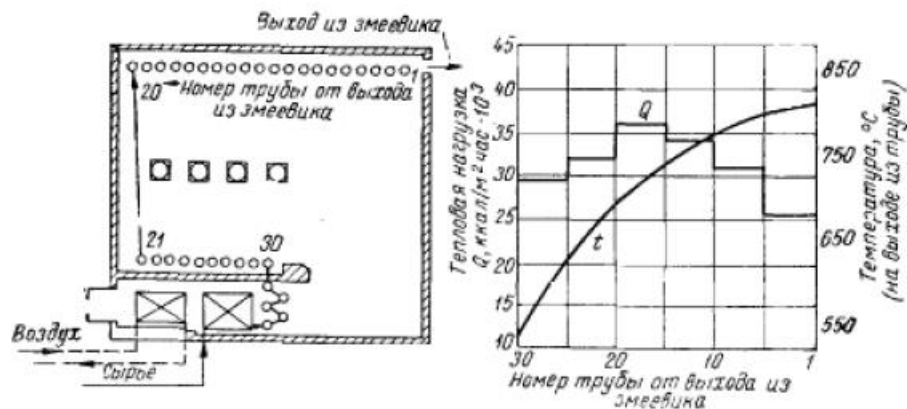


Рисунок 2.5. - Схема з трубчастим реактором з стельовим і подовим екраном

2.3 Технологічне оформлення процесу.

Типова сучасна трубчаста піч піролізу складається з двох камер - конвекційної і радіантної. Процес піролізу здійснюється в печі наступним чином: в змійовиках конвекційної камери сировину випаровують, вона змішується з водяною парою і підігрівається до температури реакції, після чого надходить в піролізний (реакційний) змійовик, розташований в радіаційній камері. У цьому змійовику при підводі тепла відбувається піроліз з утворенням цільових олефінів. На виході з печі газ піролізу для запобігання вторинним реакцій розкладання отриманих олефінів охолоджується в вузлі

гартувального охолодження. Останній включає теплообмінник і апарат масляного гартувального охолодження.

В теплообміннику теплота відводиться газу піролізу утилізується для отримання пари високого тиску, який використовується на потреби установки піролізу. Таким чином, піч піролізу і теплообмінник, де охолоджується газ піролізу, утворюють єдиний вузол для здійснення технологічного процесу і отримання енергії.

Радіаційна і конвекційна камери монтуються на сталевій конструкції, яка служить опорою для печі і обслуговуючих майданчиків. Радіаційна зона печі являє собою топку, обладнану пальниками, встановленими в стінках, поді або зведенні камери.

Піролізний змієвик, наявний в цій камері, утворює в сучасних печах многопоточну систему, що складається з декількох одиночних змієвиків, які монтуються у вигляді одно- або багаторядного екрану або обігриваються за рахунок теплоти, що виділяється при згорянні палива в пальниках. Температура реакції задається, як правило, максимально можливої виходячи з жароміцних конструкційний матеріал труб піролізного змієвика, в результаті чого труби працюють при високих значеннях теплонапружень.

Щоб забезпечити трубах необхідну механічну міцність при тривалій дії на них високих температур, змієвик розташовують вертикально (до другої половини 60-х років печі піролізу обладнували горизонтальними змієвиками). Необхідно домагатися оптимального поєднання економічності конструкції вузла гартувального охолодження і мінімальних витрат на утримання та поточний ремонт установки. Для зменшення капіталовкладень і витрат на утримання та поточний ремонт число теплообмінників має бути обмежено. Це найпростіше досягається при шаховому розташуванні труб піролізного змієвика.

При однорядном розташуванні труб з одним теплообмінником. При піролізі бензину в м'якому режимі до одного теплообмінника можна

підключити навіть до восьми змійовиків від двох окремих печей, при цьому тривалість пробігу теплообмінника може досягати 3 місяці.

Застосування труб більшого діаметра запобігає забивання теплообмінника шматками коксу в процесі очищення піролізних змійовиків. Однак труби більшого діаметру менш економічні і збільшують тривалість перебування продуктів піролізу в теплообміннику внаслідок збільшення впускної камери і довжини труби.

Щоб уникнути підвищення опору з застосуванням труб меншого діаметра просування сировини виробляють чотирма паралельними потоками. Щоб уникнути надмірного утворення продуктів ущільнення сировину розбавляють водяною парою до 50%.

Незважаючи на це в трубах поступово накопичується кокс, і для його видалення печі періодично зупиняють і очищають. Високі температури в радіантної камері 830 - 900 оС вимагають застосування теплової ізоляції, що є серйозним техніко-економічним фактором щодо підвищення коефіцієнта корисної дії, продуктивності, зниження витрати палива. Позитивний ефект при ізоляції досягається лише в тих випадках, коли обрані якісні ізоляційні матеріали, встановлена відповідна товщина ізоляції і правильно виконаний монтаж ізоляції.

В іншому випадку можливе швидке руйнування ізоляційної конструкції і вогнетривкої кладки. Теплова ізоляція, крім економії тепла та збільшенні продуктивності праці зменшує фільтрацію холодного повітря з атмосфери у внутрішню порожнину печі і гарячих газів з печі в атмосферу, а також знижує температурний градієнт в кладки.

Це зменшує напругу в кладки і підвищує її стійкість. В даному проекті робиться вибір на користь піролізу в печах з змійовиками, який використовується на заводі ЕП 300.

Це пояснюється складністю переходу на інший спосіб (зміна устаткування, навчання персоналу) і найменшими витратами для збільшення

продуктивності, яке можливо на наявній технологічній лінії. Піроліз пропан-бутанової фракції ведуть при температурі 830-855 ° С з додаванням водяної пари в співвідношенні 0,6: 1,0. Вибір сировини визначається вибором конкретних умов споруджуваного об'єкта: близькість ресурсів, загальним прибутком того чи іншого виду сировини для піролізу.

3 КОНСТРУКТОРСЬКА ЧАСТИНА

3.1 Розробка АСУТП для контролю роботи компресорної станції

Для керування системою піролізу необхідно створити автоматизовану систему для керування процесом піролізу. Загальний вигляд установки приведена на рисунку 3.1.



Рисунок 3.1 – Установка для проведення піролізу етилену

Для реалізації системи керування розглянемо основні елементи системи.

Функціональна схема процесу піролізу приведена на рис. 3.2.

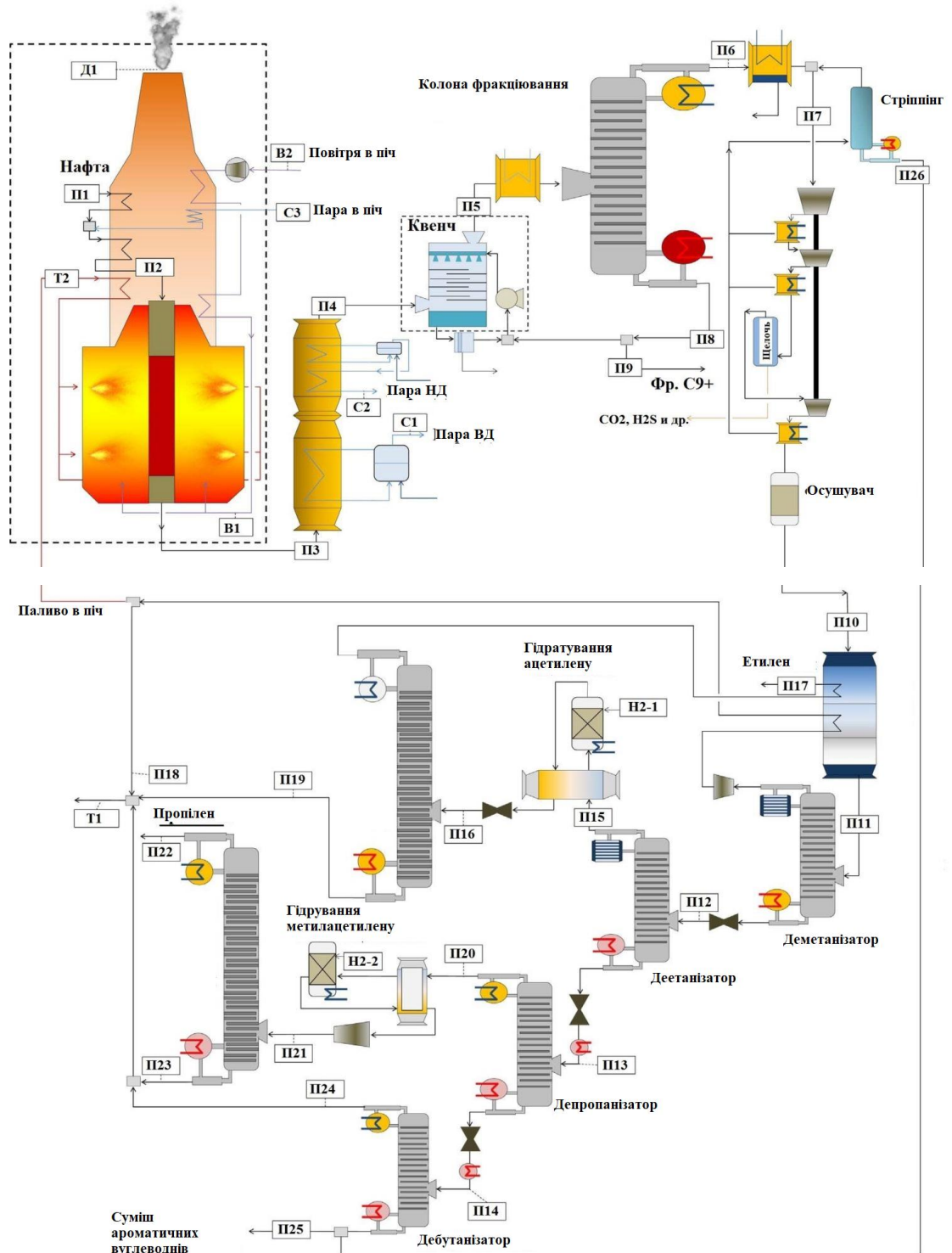


Рисунок 3.2 – Функціональна схема піролізу етилену

Потік сировинної нафти (потік П01) попередньо нагрівають і змішують з паром (С3) до досягнення співвідношення пари до нафти порядку 0,5 (мас.).

Оскільки пар інертний (не вступає в реакцію з етаном або іншими компонентами), його присутність не призводить до утворення побічних продуктів. Підтримки пари в межах 0,3-0,5 досить для зниження парціального тиску, щоб зберегти рівновагу реакції по відношенню до етилену і зменшити зворотне перетворення в етан. Далі суміш нагрівають до 500 °С (П2) і подають на крекінг.

Піч піролізу і блок охолодження.

Реакція крекінгу проходить в зміювиках печі, де час перебування сировини становить близько 0,6 с. Такий час вибирається з метою збільшити вихід олефінів при режимі роботи 850°С і 1 бар. Продукти крекінгу (які виходять з печі при 850°С в П3) охолоджуються до 230°С (П4) шляхом виробництва пари високого тиску і низького тиску (ВД / НД) (С1 і С2) для вироблення електроенергії. Газопродуктова суміш заохолоджується за допомогою Н₂О і частини рідкого продукту фр. С9 +. У реакційній суміші присутня значна кількість олефінів, які легко піддаються реакціям полімеризації і поліконденсації.

Квенчінг (квенч) - це технологічний метод, який дає можливість швидко припинити реакції крекінгу за допомогою подачі холодної сировини або охолодженого нафтопродукту в гарячі продукти крекінгу.

Блок фракціонування.

Отриманий газ (П5) охолоджується і подається в основну колону фракціонування, де важкі компоненти (С9 +) виходять з куба колони (П8). Легкі компоненти (П6) з верху колони спочатку охолоджуються до температури навколишнього середовища і направляються в сепаратор, де потоки газу і рідини поділяються.

Газовий потік (П07) стискається в многоступенчатом компресорі з проміжним охолодженням до 3,1 МПа. В процесі компримування газу з його подальшим охолодженням утворюється рідка фаза, яка потім направляється в отпарную колону для вилучення рідких ароматичних вуглеводнів (П26).

Під час стиснення газу (зазвичай на останній стадії) газ очищають за допомогою каустичної соди (NaOH) для видалення кислих газів. Потім очищений газ (П10) осушують за допомогою цеолітів і направляють в секцію фракціонування установки піролізу.

Газ спочатку охолоджують до температури порядку мінус 50 °С і подають у деметанізатор. Деметанізатор - колона ректифікації, призначена для виділення з суміші вуглеводневих компонентів або газового бензину в якості ректифікату метану. Застосовуються для видалення неконденсуючий компонентів, зміст яких в реалізованій продукції обмежується. Деметанізатори працюють при тиску 3,5-4,0 МПа, температурі в рефлюксної ємності від -60 до -90 °С.

Несконденсовані гази виходять з верхньої частини колони. Далі газ проходить через турбодетандер, в результаті чого його тиск знижується до 0,1 МПа і газ охолоджується. Охолоджений потік газу використовується для захолаживання сировини на вході в деметанізатор, після чого використовується як паливо в печі (Т1) і в котлі (Т2).

Турбодетандери, є відцентровою або осьовою турбіною, проходячи через яку стиснений газ високого тиску розширюється з вивільненням енергії, яка часто використовується для приведення в дію компресора або генератора.

Газ низького тиску на виході з турбіни має дуже низьку температуру мінус 150 °С або менше, залежно від робочого тиску і властивостей газу. Нижній продукт деметанізатора при тиску 2,6 МПа (П12) подається в деетанізатор.

Деетанізатор.

Дистиллят деетанізатора спочатку направляється в реактор гідрування, де ацетилен (C₂H₂) перетворюється в етилен. Потім суміш компонентів C₂ розділяється в ректифікаційній колоні, що працює при тиску 1,8 МПа. Кубовий продукт деетанізатора подається в депропанізатор.

Депропанізатор.

Дистиллят депропанізатора спочатку направляється в реактор гідрування для перетворення метилацетилену (C_3H_4) в пропілен (C_3H_6), а потім направляється в колону поділу C_3 , що працює при тиску 2,1 МПа. Кубовий продукт депропанізатора направляється на поділ в дебутанізатор.

Дистиллят дебутанізатора (П24) змішується з рештою несконденсованих газів і використовується як паливо для котла. Важкі вуглеводні з куба дебутанізатора (П25) направляються на вилучення та поділ ароматичних вуглеводнів.

Колони поділу фракцій C_2 і C_3 Ректифікаційна колона розділення вуглеводнів C_2 містить більше 120 тарілок.

Етилен виводиться з верху колони і після рекуперації тепла доступний для проведення процесу полімеризації (П17). Колона поділу C_3 містить більше 240 тарілок для досягнення бажаної чистоти пропілену (марки полімеру) в виведеному дистилляте (П22).

Установка повністю інтегрована з паровим циклом, в якому пар (різного тиску) проводиться і розподіляється на установці. Тепло димових газів печі використовується для попереднього нагріву реагентів до необхідної температури і для виробництва пари.

Вироблений пар має тиск 10,0 МПа і перегрівається до $500^\circ C$. Пар низького тиску використовується для реакцій крекінгу і для ребойлеров на установці.

3.2 Вибір виконавчого обладнання

Змодельовану систему управління пропонується реалізувати в вигляді розподіленої системи управління CS-3000 фірми Yokogawa.

Зазвичай, при конфігуруванні використовується наступна послідовність розробки:

1. Спочатку приймаються загальні концептуальні рішення, які відносяться до системи в цілому і до всього об'єкту.

2. Перехід на наступний рівень деталізації системи, на якому приймаються рішення про логічному представленні системи у вигляді областей. Области є логічними складовими уявлення системи управління процесом. Вони можуть відповідати як конкретним апаратів системи, так і основним технологічним функціям.

3. На наступному рівні деталізації системи в областях виділяються модулі, що управляють елементами обладнання. Розробник може використовувати вже існуючі модулі з бібліотеки в якості відправної точки для створення модулів, необхідних для реалізації стратегії управління.

В системі використовується модульний принцип при розробці стратегії управління. Керуючі модулі є унікальними поіменованими керуючими одиницями. Вони містять групу логічно взаємопов'язаних системних об'єктів і мають ім'я - тег. Зазвичай, керуючі модулі представляють процес управління обладнанням технологічного процесу, таке, як клапани, засувки, насоси, мішалки і т. д.

Функціональні блоки - це основні компоненти керуючого модуля, тобто, це блоки, з яких будується керуюча модель. Кожен функціональний блок містить в собі керуючий алгоритм (такий як ПД, аналоговий вихід або вналоговий вхід). Будучи з'єднаними разом, в певній послідовності, кілька функціональних блоків утворюють керуючу модель.

Завдання параметрів функціональних блоків.

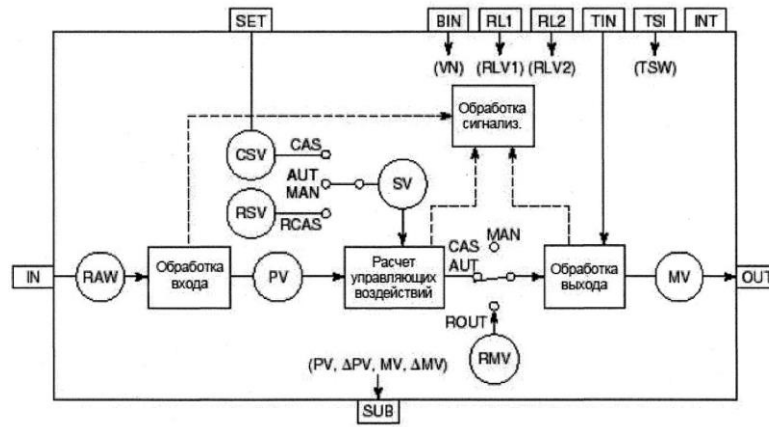


Рисунок 3.3 – Завдання параметрів функціональних блоків.

Загальна структура системи приведена на рис. 3.4.

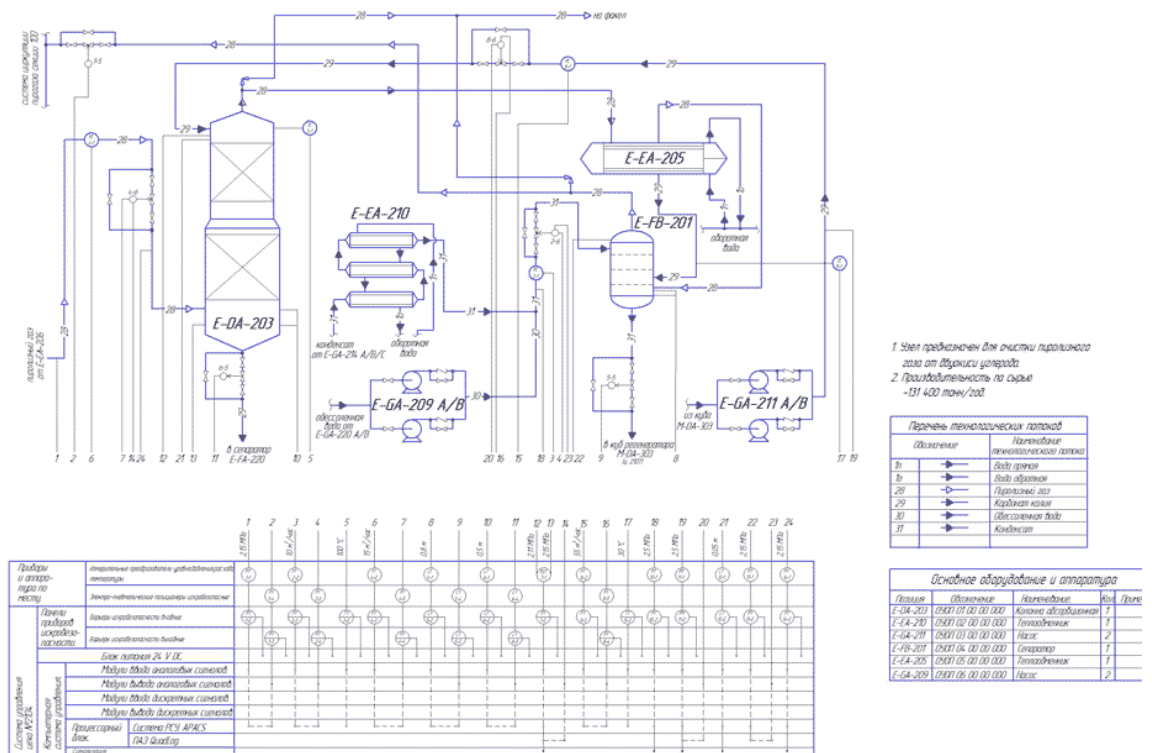


Рисунок 3.4 – Загальна структура системи керування.

4 НАУКОВО-ДОСЛІДНА ЧАСТИНА

У промисловості найбільше поширення отримали трубчасті печі піролізу. Експлуатація пічних блоків ведеться в циклічному режимі: нагрівання - піроліз - випал коксу - охолодження - чистка закалочно випарних апаратів (ЗІА). Тривалість пробігу печей залежить від:

1) процесу прогріву печі. Швидкість підйому середньої температури (COT - Coil Outlet Temperature) на виході з змійовиків не повинна перевищувати регламентного значення (поки COT <540 °C швидкість зростання температури становить ≤ 1 °C / хв., При COT > 540 °C швидкість зростання температури становить ≤ 2 °C / хв.);

2) температури процесу під час піролізу. Чим вища температура, тим більше в пірогазі концентрація сполук, що призводять до утворення і відкладання коксу на стінках труб. Глибина перетворення вихідних вуглеводнів в кокс в промислових печах невелика. Вихід коксу складає $\geq 0,01\%$ від розходу сировини, при цьому несприятливий вплив плівки коксу на результати піролізу значний.

Опис об'єкта автоматизації.

Час переведення печі, що знаходиться в положенні повної зупинки, в режим нормального функціонування займає в середньому близько 100 год, тоді як на пуск всього виробництва потрібно 144 год. Зупинка печі на декоксування і ремонт виконується 10 раз на рік і становить близько 15% від загального обсягу робочого часу обладнання. Матеріальні та енергетичні витрати в період пуску / зупинки складають невиробничу частину витрат, які включаються в собівартість продукції. Пуск печей проводиться за допомогою контролерів в режимі ручного управління, а також по команді шляхом включення / відключення технологічних потоків за місцем печі апаратником.

У цих умовах пуск установок є складним і відповідальним етапом в процесі функціонування виробництва, він ускладнюється взаємодією великої кількості працівників підприємства і великим числом параметрів, що контролюються. Розглядувана піч за регламентом під час пуску з теплового резерву повинна виходити на сталий режим піролізу за 14 ... 15 год.

Фактичний час пуску печі з резерву в ручному режимі становить 25,2 год. Такий тривалий пуск печі пояснюється тим, що через людський фактор в процесі пуску можливі неприпустимі порушення температурного і технологічного режимів у вигляді гідравлічних і температурних ударів. З метою скорочення періоду пуску печі і мінімізації впливу людського фактора пропонується перевести процес пуску з ручного управління на автоматичне.

Для вирішення цього завдання необхідно розробити програму керування, що включає математичне моделювання процесу пуску печі при різних технологічних параметрах, реалізацію алгоритму управління. Програма інтегрована в ПЛК. Для побудови системи управління процесом пуску печі експериментально-статистичним методом в результаті обробки експериментальних даних при пуску печей піролізу етану (пропан-бутанової фракції) заводу отримані математичні моделі процесу пуску печі для різних контрольованих і регульованих технологічних параметрів в формі рівнянь регресії.

Засоби розробки системи управління установкою.

В ході аналізу процесу пуску печі було виявлено, що необхідний складний алгоритм управління, з великим числом вкладених циклів і кроків. Для його реалізації вирішено використовувати мову структурованого тексту, так як схожість синтаксису з такими мовами програмування, як C++ і Open Pascal дозволяє знизити трудовитрати на написання програмного коду, значно прискорити процес налагодження та збільшити читаність програмного коду.

Система Centum CS 3000R3 пропонує використовувати для реалізації таких програм мову SEBOL, яка є різновидом мови ST. Використання даної мови програмування можливо в блоці SFC, де створюються кроки, які представляють собою окремі стадії пуску печі. В кожному кроці записана програма на мові SEBOL, організовано в циклі WHILE, який буде виконуватися до тих пір, поки змінна закінчення кроку не прийме значення «істина».

Алгоритм управління пуском печей піролізу.

Було вирішено розділити процес пуску на 14 наступних кроків:

- 1) ініціалізація, що включає опис всіх використаних каналів регулювання, позицій індикації;
- 2) управління набором рівня води в барабані котла-утилізатора, а також підключенням системи продувки котлової води;
- 3) управління підпалом пальників і підйому температури димових газів до температури 150 ° C на перевалі печі;
- 4) управління підтриманням температури димових газів рівній 150 ° C на перевалі печі протягом 20 год (сушка печі, етап 1);
- 5-6) управління підйомом середньої температури на виході з змійовиків до 400 і 540 ° C;
- 7) управління підтриманням середньої температури на виході з змійовиків в 540 ° C протягом 24 год (сушка печі, етап 2);
- 8-9) управління підйомом середньої температури на виході з змійовиків до 760 і 800 ° C;
- 10) управління зниженням середньої температури на виході з змійовиків до 700 ° C;
- 11) управління підтриманням середньої температури на виході з змійовиків в 700 ° C протягом 4 год (про- работка змійовиків ДМДС);
- 12) управління підйомом середньої температури на виході з змійовиків до 800 ° C;

13) управління навантаженням печі по сировині з підтримкою середньої температури на виході з змійовиків в межах 810 ... 830 ° С;

14) управління процесом піролізу.

Розглянемо докладніше алгоритм управління під- жогом пальників і підйому температури димових газів до температури 150 ° С на перевалі печі.

На початку роботи програми відбувається перевірка умов: рівень в барабані котла-утилізатора > 36%, температура димових газів на перевалі печі > 50 ° С.

Якщо умова виконується, то тег закінчення кроку 2 приймає значення "істина". Видається команда на відкриття запірної арматури по котельній воді, а також головною арматури зливу котлової води з барабана котла-утилізатора.

Далі проходить вибір системи продувки. Якщо тиск в барабані котла-утилізатора ≥ 7 МПа, то відключається система періодичної продувки закриттям арматури зливу котлової води в систему періодичної продувки, підключається система постійної продувки відкриттям арматури зливу котлової води в систему постійної продувки, відключається контур підтримання рівня LIC-121-2.

Якщо тиск < 7 МПа, то підключається система періодичної продувки, відключається система постійної продувки, підключається контур підтримки рівня LIC-121-2 с заданням в 50%.

Далі проводиться перевірка середньої температури на виході з радіантних змійовиків. Якщо температура менше 180 ° С, то витрата пари розведення встановлюється на 0.

Проводиться перевірка режиму роботи контуру під- тримання рівня води в барабані котла утилізатора. Якщо клапан FCV-121-22 не перебуває у каскадному режимі управління, то він переводиться в автоматичний режим управління із завданням витрати в 3500 кг / год.

Це пов'язано з тим, що при зниженні витрат котельної води ≤ 3200 кг / год спрацьовує ПАЗ печі. Чи включається в роботу малий клапан FCV-121-10 і підключається контур підтримки рівня води в барабані котла-утилізатора LIC-121-3 із завданням в 50%.

Проводиться перевірка на закінчення кроку 2. Якщо умова виконується, то видається команда на відкриття запірної арматури по котельній воді, закриваються всі клапани арматури для продувки з котла-утилізатора. Програма управління входить в цикл за умовою для утримання програми на цьому етапі до набирання рівня води 36% в барабані котла-утилізатора.

В ході роботи даного циклу проходить перевірка на підйом рівня води до 3%. У разі виконання умови підключається система періодичної продувки і проводиться перевірка роботи контуру підтримки рівня води в барабані котла-утилізатора LIC-121-2.

Якщо контур не активний, то він включається у роботу. Проводиться перевірка на набір рівня в 36%. Якщо умова виконується, то тег закінчення кроку 2 приймає значення "істина".

Після перевірки умови здійснюється повернення в початок циклу і програма відпрацьовує даний цикл до тих пір, поки рівень води не стане більше 36%, після чого програма виходить з даного циклу і переходить до наступного кроку.

Для управління середньою температурою на виході з змієвиків, а також температурою перегрітої пари високого тиску використовуються програмні регулятори з елементами нечіткої логіки. Згідно з регламентом прогріву печі в режимі пуску, збільшення середньої температури на виході з радіантних змієвиків (COT) до $COT < 540$ ° з встановленням 1 ° C / хв., а при $COT \geq 540$ ° C 2 ° C / хв.

Управління температурою прогріву в відбувається відповідно до програми і здійснюється за допомогою зміни витрати паливного газу на пальники печі.

Вимірне хвилинне значення температури $T(t)$ порівнюється з програмним $T_z(t)$, і вираховуються відхилення $\Delta T(t) = T(t) - T_z(t)$, де t -час.

В ідеальному випадку $\Delta T(t) = 0$ і управляє віз дію одно програмному. У дійсності, в силу неврахованих збурень відхилення $\Delta T(t)$ будуть ненульовими, утворюючи нечітку множину з функцією приналежності $\mu(\Delta T)$ і множину керуючих впливів з функцією приналежності $\mu G(\Delta T)$.

В результаті численних розрахунків відхилення $\Delta T(t)$ і керуючих впливів $G(t)$, задовольняє регламенту прогріву печі, при можливих варіантах вимірюваної температури отримані евристичні правила роботи регулятора. 1.

Якщо відхилення знаходиться в межах $\Delta T \approx 1^\circ \text{C}$, то регулятор утримує поточний програмне значення витрати паливного газу.

2. Якщо відхилення знаходиться в межах $-5^\circ \text{C} < \Delta T < -1^\circ \text{C}$, то регулятор збільшує витрату паливного газу на 1 кг / год.

3. Якщо відхилення $\Delta T \leq -5^\circ \text{C}$, то регулятор збільшує витрату паливного газу на 3 кг / год. 4. Якщо відхилення $\Delta T > 2^\circ \text{C}$, то регулятор зменшує витрату паливного газу на 2 кг / ч.

На кроці 13, коли виробляється подача сировини в піч, використовується інший набір правил.

1) Якщо відхилення знаходиться в межі $\Delta T \approx 1^\circ \text{C}$, то регулятор утримує поточний програмне значення витрати паливного газу.

2) Якщо відхилення знаходиться в межах $-5^\circ \text{C} \leq \Delta T < -1^\circ \text{C}$, то регулятор збільшує витрату то- пливного газу на 2 кг / год;

3) Якщо відхилення знаходиться в межах $-10^\circ \text{C} < \Delta T < -5^\circ \text{C}$, то регулятор збільшує витрату то- пливного газу на 6 кг / год;

4) Якщо відхилення $\Delta T \leq -10^\circ \text{C}$, то регулятор повели- чивает витрата паливного газу на 15 кг / год;

5) Якщо відхилення $5^{\circ}\text{C} > \Delta T > 1^{\circ}\text{C}$, то регулятор зменшує витрату паливного газу на 2 кг / год.

6) Якщо відхилення $10^{\circ}\text{C} > \Delta T \geq 5^{\circ}\text{C}$, то регулятор зменшує витрату паливного газу на 6 кг / год.

7) Якщо відхилення $\Delta T \geq 10^{\circ}\text{C}$, то регулятор зменшує витрату паливного газу на 15 кг / год. За таким же принципом були створені правила для управління витратою котельної води в модулі охолодження пари високого тиску. Моделювання пуску печі в ручному і автоматизованому режимах Автоматизований пуск печей піролізу дозволяє скоротити час пуску печі з теплового резерву на 9,3 год, з 25,2 год (піч виходить на режим че рез 1517 хв) до 15,9 год (піч виходить на режим через 954 хв.) (рис. 4.1).

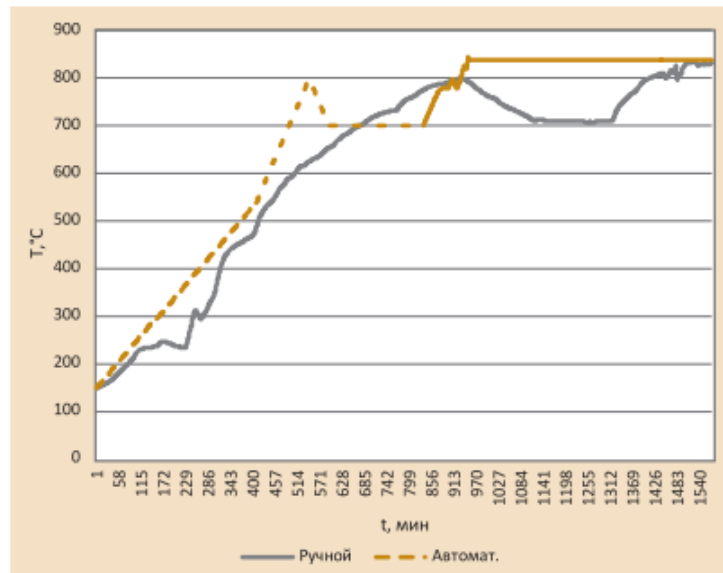


Рисунок 4.1 - Графіки середньої температури на виході змійовиків

На рис. 4.2 наведені графіки роботи регулятора витрати паливного газу, відповідно до встановлених евристичним правилами.

На даний момент піч виводиться на максимальну проектну продуктивність по сировині в 20 т / год, замість регламентних 16 т / год. Витрата пара розведення становить 33% від витрат сировини замість регламентних 30%.

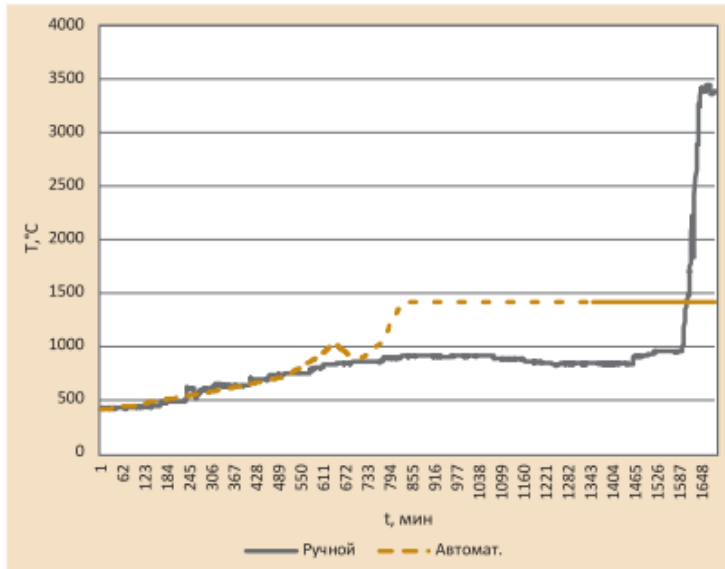


Рисунок 4.2 - Графіки витрати паливного газу

Це призводить до підвищення температури димових газів на перевалі печі до 1185°C , при обмеженні в 1080°C . Програма управління пуском печей піролізу виводить печі на регламентний режим роботи, за рахунок чого відбувається зниження температури димових газів до 956°C на перевалі печі і 121°C на виході з печі (рис. 4.3, 4.4).

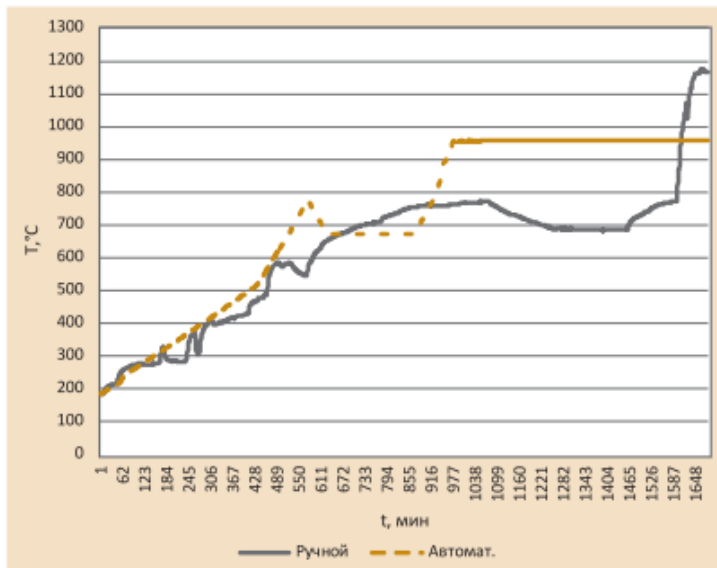


Рисунок 4.3 - Графіки температури димових газів на перевалі печі

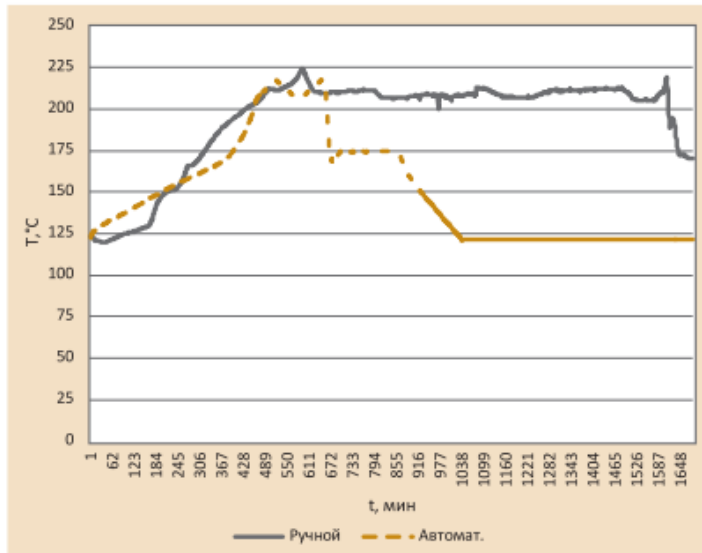


Рисунок 4.4 - Графіки температури димових газів на виході печі

Застосування програмного регулятора з елементом тамі нечіткої логіки в управлінні дозволяє відразу переводити генерується пар високого тиску в общезаводской колектор (рис. 5.5) після достиже- ня температури пара в 505 ° С.

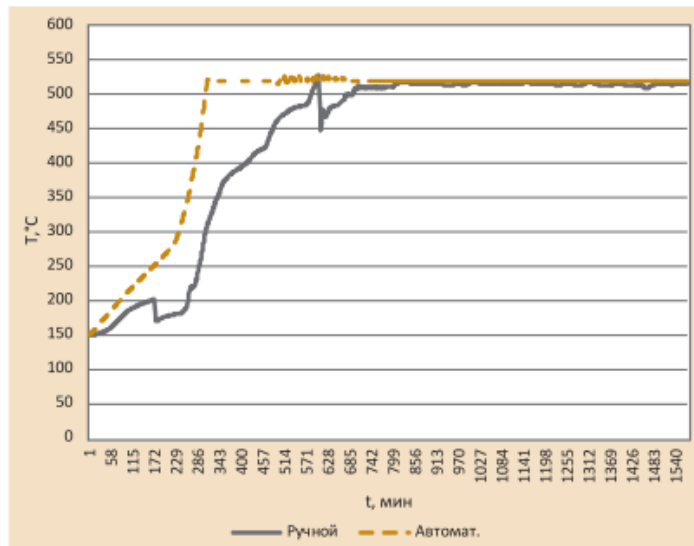


Рисунок 4.5 - Графіки температури пари високого тиску на виході печі

5. СПЕЦІАЛЬНА ЧАСТИНА

5.1. Оптимізація процесу піролізу етилену

У роботі представлено проектування та реалізацію ієрархічного рішення управління етиленовим реактором із структурою управління на двох рівнях автоматизації.

Рівень контролю повинен виконувати наступні завдання: збір даних з фізичної установки та регулювання основних параметрів процесу. Наглядний рівень повинен завершити оптимізацію виробництва етилену. Протягом останніх років хімічна та нафтохімічна галузі стикалися з основними проблемами через глобальну конкуренцію та швидкі зміни економічних умов. Покращена автоматизація, управління процесами та оптимізація в режимі он-лайн зіграли ключову роль у підвищенні продуктивності заводів.

Хімічна та нафтохімічна промисловість пережила безпрецедентний розвиток завдяки модернізації обладнання та виробничих ліній, а також за рахунок розширення виробничих потужностей. Нафтохімічна промисловість є важливим постачальником продуктів для населення та промисловості (харчова, фармацевтична, механічна, електронна, текстильна тощо) і залишається пріоритетом для економіки. Етилен, найпростіший з олефінів, використовується як базовий продукт для багатьох синтезів у нафтохімічній промисловості: пластмас, розчинників, косметики, фарб та ін.

Сьогодні попит на етилен становить понад 125 мільйонів тонн на рік зі швидкістю зростання 3,5% на рік.

Процес виробництва етилену є одним з найважливіших аспектів нафтохімічного комбінату, а реактор крекінгу - серцевиною процесу. Оскільки етилен є однією із сировинних матеріалів у хімічній промисловості,

і ситуація на ринку швидко змінюється, важлива оптимальна робота та контроль заводу.

Якщо раніше основною метою рішення управління була стабільність системи, то в останні роки сучасні стратегії управління широкомасштабними процесами зосереджуються на ефективності та продуктивності промислових підприємств.

Вони повинні підвищувати якість продукції, освоювати весь асортимент продукції, покращувати безпеку технологічних процесів та доступність установок, ефективно використовувати ресурси, а також знижувати викиди.

Метод практичної реалізації он-лайн схеми оптимізації та управління промисловим процесом розглядає загальну конструкцію як двошарову ієрархічну систему, як показано на рисунку 5.1.

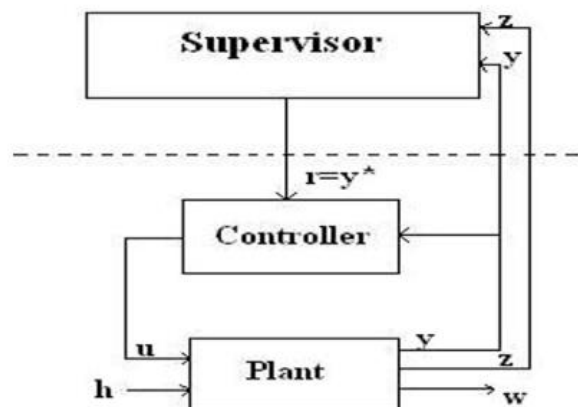


Рисунок 5.1. Архітектура наглядового управління.

За нормальної технологічної еволюції установка Р функціонує в номінальному режимі. Це забезпечують системи управління з нижчого рівня, які розглядаються як рівень виконання. Керівник повинен розробити ефективне рішення щодо управління, щоб процес мав оптимальний режим роботи, нав'язуючи та дотримуючись критерію якості.

Іншими словами, на цьому рівні визначається оптимальна стратегія управління на основі інформації в режимі реального часу для досягнення мети управління шляхом регулювання екріваними змінними або заданих точок на рівні виконання.

Рівень прийняття рішень має повільну динаміку, оскільки зміни в глобальній еволюції процесу залежать від тимчасових змін збурення v .

На відміну від цього, динаміка рівня виконання є швидшою через тимчасовий режим роботи систем управління. На першому етапі модель процесу повинна оцінюватися процедурою ідентифікації. Загалом, ця модель є багатоваріантною та нелінійною.

На другому етапі метою є визначення та вирішення проблеми оптимізації. Модель процесу була використана для побудови критерію якості $J(y)$. Рішення задачі:

$$\max_{y \in D} J(y), \quad (5.1)$$

(де D - допустима область зміни параметрів), являє собою оптимальне рішення.

$$r^* = y^* = \arg \max_{y \in D} J(y). \quad (5.2)$$

Основна частина світового щорічного комерційного виробництва олефінів базується на термічному крекінгу нафтових вуглеводнів з парою; процес зазвичай називають піролізом або «паровим крекінгом». Цей процес не вважається старою технологією. Однак паровий крекінг не є простим, як здається, і включає складні процеси, такі як реакції тепла, системи переносу маси та тепла, регулювання екстремальних температур і тиску та інші роботи агрегату.

Оптимальний потік процесу щодо вихідної сировини є частиною суперечок між різними дизайнерами та консультантами з технологій.

Технологія постійно змінюється, і за останні кілька десятиліть також розвивалися процеси установки парового крекінгу.

При паровому крекінгу газоподібні або рідкі вуглеводневі сировини, такі як нафта, зріджений газ або етан, розбавляються парою і короткочасно нагріваються в реакторі без присутності кисню. Як правило, температура реакції дуже висока, близько 850°C , при низькому тиску (4 бари), але реакція може проходити дуже короткочасно.

У сучасних крекінгових печах час перебування навіть скорочується до мілісекунд, що призводить до швидкості руху газу швидше, ніж швидкість звуку, для поліпшення виходу. Після досягнення температури розтріскування газ швидко гасять, щоб зупинити реакцію в теплообміннику лінії передачі.

Як правило, піч для парового крекінгу використовує в якості джерела тепла променеве тепло, яке подається пальниками, такими як звичайні газові або масляні пальники. Пальники часто розміщують на підлозі та / або стінках печі, і вони визначають зону високої температури в печі, яку також називають зоною "випромінювання" печі.

Безпосередньо над згаданою зоною є зона конвекції, через яку гарячі гази, що згоряють, виходять із зони випромінювання, зона конвекції зазвичай використовується для попереднього нагрівання суміші вуглеводнів, які піддаються крекінгу, також відома як "вихідна сировина".

Таким чином, суміш зазвичай попередньо нагрівають до приблизно 500°C в зоні конвекції печі, після чого вона потрапляє в зону випромінювання печі, де вона досягає температури реакції, зокрема температури в діапазоні від 700°C до 900°C . Потім суміш охолоджують і стискають для відновлення певної кількості тепла та очищення відходів.

Після цього дотримуються складної послідовності методів розділення та різних хімічних обробок. Щоб забезпечити правильні умови для розвитку реакції піролізу, важливо пропорційно розподілити реагенти у співвідношенні 3: 1 (1500 м³ / год палива та 500 м³ / год пари).

Рівень управління представляє базовий рівень в будь-якій ієрархічній системі управління і включає в себе обладнання, що використовуються для реалізації алгоритмів управління, а також пристрої, що підключають їх до фізичної установки, а саме датчики та виконавчі механізми.

Рівень контролю повинен виконувати два важливі завдання: отримання даних з фізичної установки та регулювання основних параметрів процесу. Фізичні дані, отримані з установки, обробляються і використовуються на цьому рівні для ідентифікації математичних моделей, на основі яких обчислюються команди, пов'язані з різними системами регулювання.

Нарешті, алгоритми управління можуть бути вдосконалені для того, щоб зберегти ефективність, отриману в змодельованому середовищі для системи із замкнутим циклом, з ідентифікованою моделлю процесу та алгоритмом управління, обчисленим на основі цієї моделі, коли справа доходить до її реалізації на фізичній платформі.

Це означає, що потрібно знайти рішення для того, щоб компенсувати невизначеності, що виникають на етапі моделювання процесу, і забезпечити стабільність реальної системи, а також збереження характеристик номінальної системи для фізичної установки.

Одним з таких рішень є обчислення надійних алгоритмів управління, як показано далі

Рішення для автоматичного управління.

Стандартне рішення для автоматичного управління повинно мати можливість розглянути два основні аспекти, що стосуються належної роботи процесу. З одного боку, алгоритм повинен пропонувати можливість підтримувати належну пропорцію між кількістю реагентів, що подаються в установку, а, з іншого боку, він повинен забезпечувати засоби для підтримки температури та умов тиску в межах, встановлених характер хімічних реакцій, які повинні відбуватися всередині реактора.

Тому було обрано рішення для автоматизації з чотирма контурами управління, як показано на рисунку 5.1.

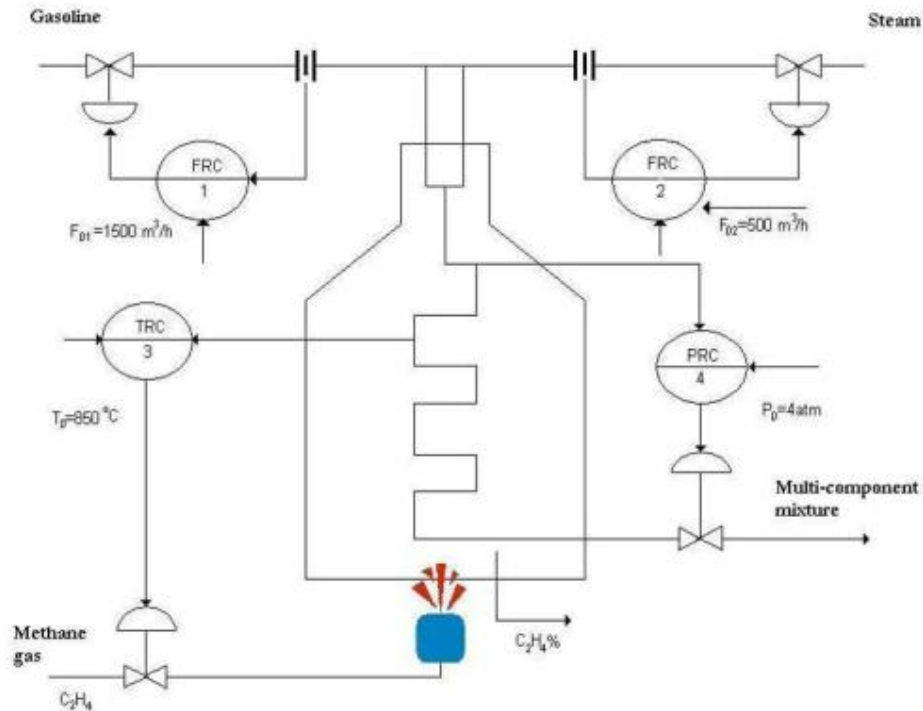


Рисунок 5.1 – чоритиконтурне управління етиленовим піролізним реактором

Перші дві петлі управління забезпечують контроль над потоком бензину та пари до етиленового реактора. Окрім бензину та пари, ще одним контрольованим технологічним параметром є тиск усередині реактора.

Дуже важливо, щоб значення тиску зберігалось в межах допустимого робочого діапазону, щоб процес функціонував належним чином, а стінки реактора не піддавалися ризику погіршення. У цьому випадку тиск усередині реактора тиск повинен бути не менше 3,3 барр і не більше 4,5 барр.

Автоматичний контрольний розчину для етиленового реактора

Температура в середній ділянці реактора регулюється контролем кількості CH_4 , що використовується в процесі згоряння і нагріває установку.

Рішення для автоматизації повинно мати можливість підтримувати значення температури в межах 820оС і 860оС.

Регулювання потоку бензину та пари.

Перш за все, ми аналітично визначили математичні моделі двох процесів на основі серії технологічних даних, наданих власниками заводу. Ці математичні моделі:

$$H_{F1}(s) = \frac{0.24}{(8s+1)(0.67s+1)} \cong \frac{0.24}{8s+1} \quad (5.3)$$

для процесу потоку бензину та:

$$H_{F2}(s) = \frac{0.21}{(4s+1)(0.2s+1)} \cong \frac{0.21}{4s+1} \quad (5.4)$$

для процесу парового потоку.

Далі ми перейшли до проектування контролерів для двох призначених систем з використанням алгоритму ПІД управління.

Ми використовували Poles Placement Method, щоб визначити параметри контролера, які забезпечували б бажані характеристики відстеження та регулювання для систем із замкнутим циклом.

Два розроблені нами контролери можна описати за допомогою таких пов'язаних передавальних функцій:

$$\begin{aligned} H_{R1}(s) &= 11.11 \left(1 + \frac{1}{8s} \right) \\ H_{R2}(s) &= 6.34 \left(1 + \frac{1}{4s} \right) \end{aligned} \quad (5.5)$$

Для того, щоб перевірити ефективність, захищену цими алгоритмами управління, ми використали середовище моделювання, яке називається Matlab Simulink. Результати моделювання для ситуації, коли амплітуда опорного сигналу для контура регулювання пари становить третину амплітуди еталонного сигналу для контуру управління бензином, показана на рисунку 5.2.

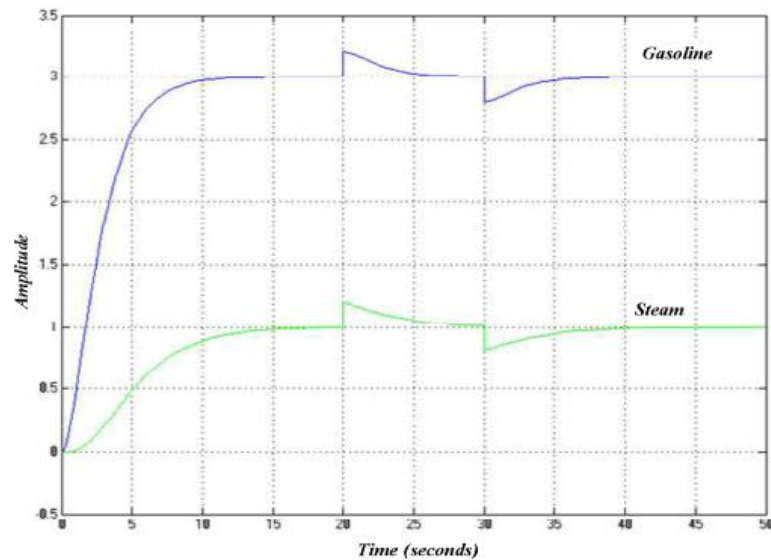


Рисунок 5.2 – Етапна реакція систем управління потоком бензину та пари

Виконання відстеження досягнуто, і контролер забезпечує відхилення сигналів збурень ступінчастого типу, що подаються на вихід системи.

Однак для того, щоб мати можливість реалізувати ці алгоритми управління на пристрої фізичної обробки, нам потрібно отримати їх відповідне числове подання. Використовуючи метод наближення Ейлера

$$\frac{1}{s} \approx \frac{h}{z-1}$$

для періоду дискретизації $h = 0,1$ секунди ми маємо наступні дискретні подання двох алгоритмів управління, готових до реалізації:

$$\begin{aligned} H_{R1}(z^{-1}) &= \frac{11.24 - 11.11z^{-1}}{1 - z^{-1}} \\ H_{R2}(z^{-1}) &= \frac{7.92 - 6.34z^{-1}}{1 - z^{-1}} \end{aligned} \quad (5.6)$$

Проектування систем контролю температури та тиску.

Для тиску та систем регулювання температури ми безпосередньо розробили чисельні варіанти відповідних контролерів виконуючи кроки, коротко описані нижче.

Перш за все, моделі процесів були отримані за допомогою експериментального методу ідентифікації з використанням даних, отриманих з фізичної установки.

Найпоширенішим методом параметричної адаптації є метод найменших квадратів у його рекурсивній формі. Після ідентифікації моделі повинні бути перевірені з використанням різних наборів даних. Для перевірки моделі ми використовували тест на білизну залишків, який стверджує, що різниця між результатом фізичного процесу після подання на збурення та виходом моделі повинна оцінювати білий шум.

Для системи контролю температури ми ідентифікували та перевірили модель

$$H_{p3}(z^{-1}) = \frac{0.04711z^{-1}}{1 - 1.61402z^{-1} + 0.65344z^{-2}} \quad (5.7)$$

з використанням періоду вибірки 5 секунд. Динаміка процесу повільна, тому ми можемо дозволити собі розглянути більший період відбору проб.

У випадку з системою регулювання тиску модель, яка була ідентифікована та перевірена протягом періоду відбору проб протягом 2 секунд, є такою:

$$H_{p4}(z^{-1}) = \frac{0.00597z^{-1}}{1 - 1.68364z^{-1} + 0.70730z^{-2}} \quad (5.8)$$

Далі ми розробили два контролери, які забезпечують низку бажаних характеристик відстеження та регулювання за допомогою алгоритму управління RST, структура якого показана на рисунку 5.3.

Алгоритм управління RST обраний, оскільки він має два ступені свободи, більшу гнучкість та одноманітність для проектування та реалізації команди в управлінні числовими системами.

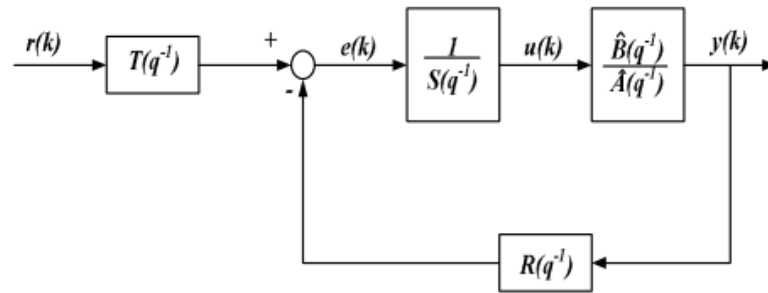


Рисунок 5.3. Стандартна структура контролера RST

Причинами вибору алгоритму управління RST порівняно з класичним алгоритмом управління ПД було те, що перший дозволяє накладати різні характеристики відстеження та регулювання, а також той факт, що він може призвести до надійного алгоритму управління, який є важливим з огляду на робочий контекст.

Три контрольні поліноми R, S і T були обчислені за допомогою методу Poles Placement Method. Незважаючи на те, що отримані дві номінальні системи управління забезпечували бажані характеристики відстеження та регулювання, це траплялося лише для збурень з амплітудами максимум 3% амплітуди опорного сигналу.

Тому нам довелося переробити алгоритми управління таким чином, щоб системи із замкнутим циклом були надійними до більш широкого кола можливих порушень.

6 ОХОРОНА ПРАЦІ ТА БЕЗПЕКА В НАДЗВИЧАЙНИХ СИТУАЦІЯХ

6.1 Організація охорони праці при експлуатації печей

Охорона праці розглядає проблеми забезпечення здорових і безпечних умов праці. Виявляє і вивчає можливі причини нещасних випадків, професійних захворювань, аварій, вибухів, пожеж і розробляє систему заходів і вимог з метою виключення цих причин і створення безпечних і сприятливих для людини умов праці.

Завдання охорони праці є зведення до мінімуму імовірності пошкодження або захворювання працівників з одночасним забезпеченням комфорту при максимальній продуктивності праці.

Навчання працівників безпеці праці проводять відповідно до вимог, які встановлюють порядок і види навчання. На всіх підприємствах і в організаціях незалежно від характеру і ступеню небезпеки виробництва навчання працівників проводять при підготовці нових робітників, проведенні різноманітних видів інструктажів і підвищенні кваліфікації.

Контроль за своєчасним і якісним навчанням виконує відділ охорони праці чи інженер з охорони праці, або ІТП, на якого наказом керівника підприємства покладено ці обов'язки. Ті, що вперше поступають на роботу, навчання проходять згідно з "Типовим положенням про підготовку і підвищення кваліфікації робітників". В журналі обліку навчальної роботи реєструють навчальну тему, за якою проводилось навчання.

Інструктаж працюючих поділяють на вступний, початковий, на робочому місці, повторний, позаплановий і початковий.

Вступний інструктаж з усіма, хто поступає на роботу незалежно від їх освіти і стажу роботи по даній професії, проводить інженер з охорони праці за програмою, затвердженою головним інженером підприємства, про

проведення вступного інструктажу з обов'язковим підписом того, хто проводив інструктаж і того, хто його отримував.

Початковий інструктаж на робочому місці, повторний, позаплановий і поточний проводить керівник робіт.

Початковий інструктаж на робочому місці проводять при прийомі на роботу нових робітників за інструкцією з охорони праці, розробленою для окремих професій або видів робіт. Всі робітники після цього інструктажу і перевірки знань 2-5 змін (залежно від навичок і стажу роботи) працюють під наглядом бригадира чи майстра, потім оформляється допуск до їх самостійної праці.

Повторний інструктаж проходять всі працівники незалежно від кваліфікації, освіти і стажу роботи через три місяці. Його проводять з метою перевірки знання робітниками правил і норм з охорони праці.

Позаплановий інструктаж проводять коли змінилися правила охорони праці або технологічний процес, обладнання, інструмент та інші фактори, що впливають на безпеку праці; коли працівники порушують правила охорони праці, що можуть призвести чи призвели до травм, аварій чи пожежі, вибуху. Його проводять індивідуально чи з групою робітників однієї професії за програмою початкового інструктажу на робочому місці. При його реєстрації вказують причину, яка спричинила його проведення.

Умови праці мають велике значення практично для всіх виробничих показників - продуктивності праці, якості робіт, безпеки працівників та інше.

Санітарно-гігієнічні умови праці характеризуються показниками виробничого середовища - рівнем освітлення, мікрокліматичними параметрами, загазованістю і запиленістю повітряного середовища, рівнем шуму і вібрації, наявністю іонізуючого випромінювання та інше.

6.2 Розрахунок заземлення

Розрахуємо систему заземлення для електроустаткування, яке працює від напруги 220 В.

$$R_{\text{заз}} \leq \frac{U}{I_p} = \frac{220}{66} = 3.3 \leq 4 \text{ Ом}$$

Визначаємо опір ґрунту: $\rho = k_n * \rho_n = 2 * 200 = 400 \text{ Ом м}$,

де k_n - коефіцієнт підсилення;

ρ_n — питомий опір ґрунту (вибирається з довідкової літератури).

Визначаємо опір одиночного вертикального заземлювача:

$$R_B = \frac{\rho}{2\pi} \left(\ln \frac{2l}{d} + \frac{1}{2} * \frac{4t+1}{4t-1} \right)$$

де t - відстань від середини заземлювача до поверхні ґрунту, м;

l, d - довжина і діаметр стержня заземлювача, м;

$$R_B = 96 \text{ Ом.}$$

Визначаємо опір сталевієї полоси, що з'єднує стержневі заземлювачі:

$$R_{II} = (\rho / 2\pi l) * \ln(l^2 / dt) = 61 \text{ Ом.}$$

Визначаємо орієнтовне чмсло стержневих заземлювачів:

$$n = R_B / [r_B] \eta_B = 96 / 4 * 1 = 24 \text{ шт.};$$

r_B - допустимий по нормам опір заземляючого пристрою,

η_B - коефіцієнт використання вертикальних заземлювачів (для орієнтовного розрахунку приймається рівним 1).

Приймаємо розміщення вертикальних заземлювачів по контуру з відстанню між сталевими заземлювачами рівним 21. З довідкової літератури визначаємо $\eta_B = 0,66$ і $\eta_I = 0,39$.

Визначаємо необхідну кількість вертикальних заземлювачів

$$n = R_B / [r_B] \eta_B = 96 / (4 * 0.66) = 36$$

Розраховуємо загальний розрахунковий опір аземлюючого пристрою R з врахуванням з'єднувальної полоси

$$R = R_B R_{II} / (R_B \eta_I + R_{II} \eta_B) = 3.9 \text{ Ом.}$$

Розрахунок проведено правильно, оскільки виконується умова $R \leq [r_B]$.

Розрахунок штучного заземлення:

Приймаємо, що опір захисного заземлення не повинен перевищувати 4 Ом:

$$R_{33} = \frac{R_c R_n}{R_c + R_n} \leq 4 \text{ Ом}$$

де R_{33} – опір захисного заземлення;

R_c – опір стержневих заземлювачів;

R_n – опір поперечних заземлювачів.

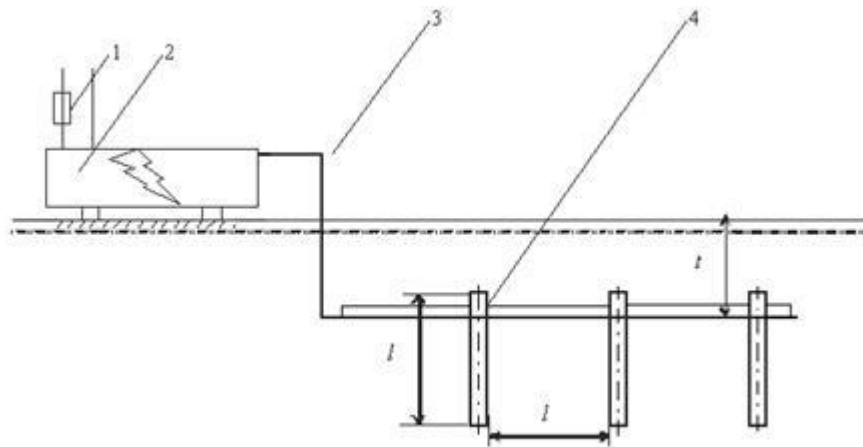


Рисунок 6.1 - Пристрій заземлення

1 – плавка вставка; 2 – електроустановка; 3 – з'єднувальна штаба; 4 – трубчатий заземлювач

Опір одиночного стержневого заземлювача розтіканню електричного струму:

$$R_{oc} = \frac{\rho_r}{2\pi l} \left(\ln \frac{2l}{d} + \ln \frac{4h' + l}{4h' - l} \right)$$

де h – відстань від поверхні ґрунту до заземлювача і становить 0,8 м;

l – довжина стержневого заземлювача 3 м;

d – діаметр стержневого заземлювача 50 мм.

$$R_{oc} = \frac{750}{2 \cdot 3,14 \cdot 3} \left(\ln \frac{2 \cdot 3}{0,05} + \ln \frac{4 \cdot 0,8 + 3}{4 \cdot 0,8 - 3} \right) = 39,8 \cdot (0,18 + 3,43) = 143,8 \text{ Ом}$$

Опір одиночного поперечного заземлювача:

Таблиця 6.1

Вибір кількості заземлювачів

n	R_n	R_c	R_o	η
1	398,1	143,8	105,6	26,1
5	398,1	143,8	105,6	5,2
10	398,1	143,8	105,6	2,6
15	398,1	143,8	105,6	1,7
20	398,1	143,8	105,6	1,3
25	398,1	143,8	105,6	1,1
26	398,1	143,8	105,6	1,0
27	398,1	143,8	105,6	0,9

З цієї формули методом ітерацій підбирають n , при якому $\eta = 1$:

$$R_{ок} = \frac{\rho_r}{2\pi} \ln \frac{2l^2}{bh'}$$

де l – довжина поперечного заземлювача 2,5 м;

b – ширина полоси заземлювача 30 мм;

ρ_r – розрахунковий опір ґрунту: для поперечних електродів 1000 Ом·м, для стержневих електродів 750 Ом·м.

$$R_{ок} = \frac{1000}{2 \cdot 3,14 \cdot 2,5} \ln \frac{2 \cdot 2,5^2}{0,03 \cdot 0,8} = 63,7 \cdot 6,25 = 398,1 \text{ Ом}$$

В наслідок взаємовпливу вводимо коефіцієнт використання заземлювачів:

$$\eta = \frac{R_0}{nR_d}$$

де R_d – допустимий опір заземлення, що становить 4 Ом;

R_0 – опір одиночного заземлювача.

Отже приймаємо кількість одиночних заземлюючих електродів рівною 26.

6.3. Розрахунок стійкості об'єкта до вибуху газо-повітряної суміші

Оцінити стійкість котла до дії вибуху газоповітряної суміші.

Характеристика котла:

- довжина 5,5 м;
- ширина 4,2 м;
- висота 4,1 м;
- об'єм топочного простору 19 м³.

Визначимо можливий надмірний тиск ударної хвилі в топочному просторі котла.

У вогнищі вибуху газоповітряної суміші створюються зони:

1 - зона дії детонуючої хвилі, радіус

$$r_1 = 17,5 \cdot Q^{1/3} = 17,5 \cdot 0,001^{1/3} = 2,3 \text{ м}$$

(об'ємна доля газу у повітрі при якій відбувається вибух становить 5%, тобто 1 м³ топочного простору; маса 1 м³ газу становить приблизно 1 кг);

Надлишковий тиск у цій зоні приймаємо

$$\Delta P_1 = 1700 \text{ кПа.}$$

2- зона дії продуктів вибуху, радіус

$$r_2 = 1,7 \cdot r_1 = 1,7 \cdot 2,3 = 3,9 \text{ м;}$$

Надлишковий тиск –

$$\Delta P_2 = 1300 \left(\frac{2,3}{3,9} \right)^3 + 50 = 505 \text{ кПа.}$$

В даному випадку при відсутності або несправності вибухових клапанів може відбутися повне зруйнування котельного агрегата, оскільки повні зруйнування котлів настають при надлишковому тиску понад 150 кПа.

Для попередження виникнення вибухів необхідно застосувати високонадійну систему автоматичного захисту котельного агрегата (для відсікання подачі газу до топки котла при погасанні полум'я факелу будь-якого з пальників).

ОСНОВНІ ВИСНОВКИ ДИПЛОМНОЇ РОБОТИ

У роботі було розроблено автоматизовану систему керування технологічним процесом піролізу етилену. Було проаналізовано основні процеси при піролізі етилену. Даний процес носить складний характер і реакції крекінгу не завжди можливо повністю контролювати. Тому в подальшому було розроблено схему керування процесом піролізу. Розроблено автоматизовану систему управління процесом виготовлення етилену, вибрано датчики та виконавчі механізми.

Також було проведено дослідження та оптимізацію процесу піролізу. Проведення оптимізації забезпечує більш якісне виконання процесу піролізу з більшим виходом етилену.

БІБЛІОГРАФІЯ

1. А.Г. Микитишин, М.М. Митник, П.Д. Стухляк, В.В. Пасічник Комп'ютерні мережі. Книга 1. [навчальний посібник] (Лист МОНУ №1/11-8052 від 28.05.12р.) - Львів, "Магнолія 2006", 2013. – 256 с.
2. А.Г. Микитишин, М.М. Митник, П.Д. Стухляк, В.В. Пасічник Комп'ютерні мережі. Книга 2. [навчальний посібник] (Лист МОНУ №1/11-11650 від 16.07.12р.) - Львів, "Магнолія 2006", 2014. – 312 с.
3. Микитишин А.Г., Митник, П.Д. Стухляк. Комплексна безпека інформаційних мережевих систем: навчальний посібник – Тернопіль: Вид-во ТНТУ імені Івана Пулюя, 2016. – 256 с.
4. Микитишин А.Г., Митник М.М., Стухляк П.Д. Телекомунікаційні системи та мережі : навчальний посібник для студентів спеціальності 151 «Автоматизація та комп'ютерно-інтегровані технології» – Тернопіль: Тернопільський національний технічний університет імені Івана Пулюя, 2017 – 384 с.
5. Мухина Т.Н., Баранов Н.Л., Бабаш С.Е. и др. Пиролиз углеводородного сырья. М.: Химия 1987. 240 с.
6. Froment G.F. Thermal cracking for olefins production. Fundamentals and their application to industrial problems // Chemical Engineering Science. 1981. V. 36. pp. 1271-1282.
7. Замалетдинов Р.А., Мушнин А.В., Елизаров В.В., Елизаров В.И. Математическое моделирование процесса пуска и останова печей пиролиза Е-ВА-121, Е-ВА-122. Вестник КТУ. 2014. № 9. с. 285-289.
8. Кафаров В.В. Методы кибернетики в химии и химической технологии. М.: Химия. 1985. 448 с.
9. Гартман Т.Н., Клушин Д.В. Основы компьютерного моделирования химико-технологических процессов. М.: Академкнига. 2006. 416 с.

10. Методы робастного, нейро-нечеткого и адаптивного управления. Под ред. Н.Д. Егупова. М.: Изд. МГТУ им. Н.Э. Баумана. 2002. 744с.

11. Денисенко В.В. ПИД-регуляторы: принципы построения и модификации. Ч. 2. // СТА. 2007. №1. с.78-88.